

Febrero
2015
Plan
2000

Ingeniero
Químico
**Borja
López
Sánchez**

Proyecto de Final de Carrera
Ingeniero Químico

**ELABORACIÓN DEL ANÁLISIS DE RIESGOS MEDIANTE LA
METODOLOGÍA HAZOP DE UNA INTALACIÓN DE
HIDROGENACIÓN**

MEMÒRIA

Autor: Borja López Sánchez
Director: Joaquim Casal i Fàbrega
Convocatoria: Febrero 2014



Escola Tècnica Superior
d'Enginyeria Industrial de Barcelona

RESUMEN

Este proyecto expone el análisis de riesgos de una instalación real de hidrogenación, mediante la metodología Hazop. Se trata de un estudio íntegro de seguridad de dicha instalación realizado en una planta química existente en Lliçà de Vall, perteneciente a la empresa Utifa s.a.

En él se contemplan diferentes escenarios de fallo de la planta y se indican cuáles son las medidas de seguridad existentes para intentar evitar o bien reducir los efectos de los posibles escenarios de desviación.

Centrando el estudio en el escenario de explosión del reactor, se analizan los efectos, mediante simulaciones con software y algoritmos de cálculo, de los escenarios correspondientes a: fuga de hidrógeno con generación de nube explosiva, fuga de hidrógeno con jet fire y explosión interna del recipiente a presión.

En la elaboración del Hazop utilizado en el desarrollo de éste proyecto, participaron tanto personal de la empresa Utifa s.a. como personal de la empresa BJQ Ingenieros.

RESUMEN

ÍNDICE

1. INTRODUCCIÓN

1.1 Objetivos del proyecto	Pág.06
---	---------------

1.2 Alcance del proyecto	Pág.06
---------------------------------------	---------------

2. ANÁLISIS

2.1 ¿Qué es un Hazop?	Pág.07
------------------------------------	---------------

2.2 ¿Por qué es necesario un Hazop?	Pág.07
--	---------------

2.2.1 Cómo se utiliza.....	Pág.08
----------------------------	--------

2.2.1.1 Ventajas	Pág.09
------------------------	--------

2.2.1.2 Inconvenientes	Pág.10
------------------------------	--------

2.2.2 El Hazop en la industria química	Pág.10
--	--------

2.2.3 Repercusión legal	Pág.11
-------------------------------	--------

2.2.4 Otras metodologías	Pág.11
--------------------------------	--------

2.3 Instalación de estudio. Hidrogenador	Pág.12
---	---------------

2.3.1 Presentación de la instalación	Pág.12
--	--------

2.3.1.1 Instalación de estudio	Pág.12
--------------------------------------	--------

a) Hidrogenador	Pág.12
-----------------------	--------

b) Calefacción / refrigeración	Pág.12
--------------------------------------	--------

c) Filtro.....	Pág.12
----------------	--------

d) Scrubber.....	Pág.13
------------------	--------

2.3.1.2 Descripción del proceso	Pág.13
---------------------------------------	--------

2.4 Metodología a seguir durante el análisis de riesgo.....	Pág.15
--	---------------

2.4.1 Definición de nodos	Pág.15
---------------------------------	--------

2.4.2 Definición de estados operacionales	Pág.16
---	--------

2.4.3 Definición de las desviaciones utilizadas.....	Pág.17
--	--------

2.4.4 Definición de variables de estudio	Pág.18
--	--------

Elaboración del análisis de riesgos mediante la metodología HAZOP de una instalación de hidrogenación

2.4.5 Identificación de escenarios	Pág.21
2.4.6 Definición de criterios de probabilidad, severidad y perfil de riesgo	Pág.22
a) Probabilidad	Pág.22
b) Severidad	Pág.23
c) Perfil de riesgo	Pág.24
2.5 Hazop del Hidrogenador	Pág.26
2.5.1 Plantilla de análisis de riesgo	Pág.28
2.5.2 Participantes del Hazop	Pág.29
2.5.3 Tabla Hazop	Pág.30
2.5.4 Explicación del Hazop	Pág.44
2.5.5 Matriz de riesgo sin recomendaciones	Pág.75
2.5.6 Matriz de riesgo con recomendaciones	Pág.75
2.5.7 Modelización de accidentes significativos.....	Pág.76
2.5.7.1. Análisis de consecuencias. Escenario de fuga de hidrógeno	Pág.76
2.5.7.1.1 Situación.....	Pág.77
2.5.7.1.2 Datos químicos.....	Pág.78
2.5.7.1.3 Datos atmosféricos	Pág.78
2.5.7.1.4 Explosión de la nube de gas	Pág.79
2.5.7.1.4.1 Intensidad de la fuente	Pág.79
2.5.7.1.4.2 Zona afectada	Pág.80
2.5.7.1.4.3 Gráfica de isopresiones en la zona afectada.....	Pág.81
2.5.7.1.4.4 Amenaza en un punto	Pág.81
2.5.7.1.5 Jet fire	Pág.82
2.5.7.1.5.1 Intensidad de la fuente	Pág.82
2.5.7.1.5.2 Zona afectada	Pág.83
2.5.7.1.5.3 Gráfica de líneas de isoradiación en la zona afectada..	Pág.83
2.5.7.1.5.4 Amenaza en un punto	Pág.84
2.5.7.2 Análisis de consecuencias. Explosión interna del reactor	Pág.85
2.5.7.2.1 Algoritmo de cálculo. Método de Baker	Pág.86
2.5.7.2.2 Escenario, condiciones y datos de partida.....	Pág.87
2.5.7.2.3 Determinación de la energía liberada	Pág.88
2.5.7.2.4 Determinación de la energía efectiva de la onda de presión, E_{exp} (J).Pág.	89

Elaboración del análisis de riesgos mediante la metodología HAZOP de una instalación de hidrogenación

2.5.7.2.5 Cálculo de la distancia escalada	Pág.90
2.5.7.2.6 Cálculo de la presión normalizada	Pág.91
2.5.7.2.7 Cálculo del impulso escalado	Pág.92
2.5.7.2.8 Corrección del impulso escalado y presión normalizada	Pág.93
2.5.7.2.9 Cálculo de la sobrepresión estática y del impulso.....	Pág.94
2.5.7.3 Modelos de vulnerabilidad	Pág.95
2.5.7.3.1 Muerte por lesiones pulmonares	Pág.95
2.5.7.3.2 Rotura de tímpano	Pág.96
2.5.7.3.3 Quemaduras mortales con protección con ropa	Pág.97
2.5.7.3.4 Quemaduras mortales sin protección	Pág.99
2.5.7.3.5 Quemaduras de 2º grado.....	Pág.100
2.5.7.3.6 Quemaduras de 1er grado.....	Pág.101
2.5.7.3.7 Afectados por fragmentos debido a la onda de sobrepresión	Pág.102
2.5.7.3.8 Afectados por impacto debido a desplazamiento del cuerpo	Pág.104
2.5.7.4 Umbral de la zona de intervención y la zona de alerta.....	Pág.106
2.6 Estudio de sostenibilidad	Pág.110
2.6.1 Estudio y evaluación de impacto ambiental	Pág.110
2.6.2 Valoración económica	Pág.111
2.6.2.1 Costes de personal.....	Pág.111
2.6.2.2 Costes de equipos y materiales	Pág.112
2.6.2.3 Costes medioambientales	Pág.112
3. CONCLUSIONES	Pág.113
4. AGRADECIMIENTOS	Pág.114
5. BIBLIOGRAFIA	Pág.115

1. INTRODUCCIÓN

1.1 Objetivos del proyecto

- Participar en la elaboración íntegra de un estudio Hazop de una planta, junto a un equipo profesional perteneciente a diferentes departamentos de la industria química.
- Plasmar las recomendaciones comentadas en el diseño de la planta.
- Analizar críticamente la metodología aplicada, identificando sus debilidades y sus puntos fuertes.
- Realizar la modelización de los accidentes potenciales más significativos detectados.
- Aportar un punto de vista crítico desde el ámbito de la seguridad de procesos, al diseño de nuevas instalaciones para la industria química.

1.2 Alcance del proyecto

Este proyecto se centra en la realización de un análisis de seguridad de una instalación, de la mano de un equipo profesional y multidisciplinar. Contempla la elaboración del Hazop de una instalación de hidrogenación y la explicación de todas las medidas de seguridad contempladas en el diseño de la instalación.

Además, se ha realizado un estudio exhaustivo y cuantitativo de los diferentes escenarios críticos de la instalación: escenario de fugas y explosión.

De esta manera, queda fuera del alcance del proyecto el estudio del material e instrumentación requeridos en la instalación, tanto a nivel económico como técnico, así como el diseño de la secuencia de control de señales asociada a la automatización de la planta.

2. ANALISIS

2.1 ¿Qué es un Hazop?

La palabra Hazop se origina a partir del acrónimo de “Hazard and operability analisis”. Es un análisis ordenado y estructurado de una instalación, proceso, operación, sistema o equipo y del consecuente peligro y riesgo que conlleva a personas, infraestructuras y medio ambiente. Es desarrollado por un equipo multidisciplinario, en el cual ha de haber un/a representante de cada área a las cuales esa nueva instalación, proceso, operación, sistema o equipo pueda afectar.

Se trata de una reunión de expertos en la que se ponen en común conocimientos, experiencias y creatividad, a la vez que se respeta un orden y metodología de trabajo pre-definidos.

Para mantener este orden y abarcar cuantos más aspectos mejor, se utilizan una serie de palabras guía preestablecida en combinación con las desviaciones a las cuales pueden estar sometidas las variables del sistema. Ejemplos de estas variables son: temperatura, presión, caudal, etc. mientras que algunas de las desviaciones más comunes serían: más, menos, no hay, etc.

Pese a haber una serie de parámetros y desviaciones estandarizados, la utilización de los mismos dependerá de la instalación a estudiar y del sector al que pertenezca ésta, entendiéndose por sector el farmacéutico, el petroquímico, la química fina, etc.

Gracias al análisis de riesgos, no sólo se valoran las consecuencias y los puntos u operaciones más conflictivos, sino que se proponen nuevas medidas de seguridad a tomar, a fin de reducir el riesgo asociado a la instalación. Todos los comentarios, aclaraciones y propuestas de mejora quedan redactados en un documento, con formato estandarizado en el caso de Utifa, el cual tendrá una validez y repercusión legal y administrativa.

2.2 ¿Por qué es necesario un Hazop?

La importancia de un completo análisis de seguridad de un proceso o instalación, viene dada por la necesidad de conocer, de una manera lo más real posible, cuáles son los puntos críticos de la misma, qué acciones deben realizarse para evitar situaciones de peligro y cómo se debe actuar frente a una posible desviación del proceso.

Es por ello que la mayoría de las autoridades y aseguradoras solicitan a las empresas operadoras realizar estudios y evaluaciones de riesgos durante el diseño de una instalación, así como también antes de su construcción y durante la operación.

Las autoridades requieren que los estudios de riesgos sean registrados y se realice un seguimiento de los mismos, estando sujetas a auditorías y aprobación administrativas.

A pesar de la importancia que tiene la realización de este estudio dentro de la industria, se trata de una metodología relativamente nueva; es por ello que a día de hoy conviven industrias muy habituadas a esta técnica y otras que paulatinamente la van introduciendo. Éste es el caso de Utiya Lliça.

La planta de Utiya situada en Lliça de Vall cuenta con unas instalaciones relacionadas con las instalaciones que no han sido estudiadas bajo el punto de vista crítico y riguroso que aporta la realización de un Hazop exclusivo para las mismas.

Ello no implica que no se tenga en cuenta actualmente este tipo de estudio, ya que desde hace algunos años se ha adoptado la metodología de realizar un Hazop previo al desarrollo de cualquier nueva instalación, modificación de alguna existente o incluso cambio de proceso o de procedimiento dentro de unas instalaciones fijas.

2.2.1 Cómo se utiliza un estudio Hazop.

Al margen la necesidad legal de la elaboración de un análisis de riesgo en las instalaciones de planta, un Hazop puede ser muy útil tanto a nivel interno como externo, permitiendo adelantarse a un suceso gracias al estudio detallado de sus consecuencias.

El hecho de realizar un estudio de una instalación en el cual se detallan prácticamente todas las desviaciones a las cuales ésta puede estar sometida, permite una actuación mucho más rápida por parte del personal interno en caso de emergencia debido al conocimiento de sus posibles consecuencias. Por ello, tener realizado un Hazop reduce el tiempo de respuesta y nos hace actuar de manera clara, rápida y concisa ante una situación de riesgo provocada por una desviación en planta.

También se trata de una herramienta muy útil de cara a los servicios de emergencia: bomberos, protección civil, policía, etc. Éstos, con la ayuda de un completo análisis de riesgos, pueden anticiparse a las consecuencias provocadas por una desviación, conocer a qué se enfrentan ante una situación de riesgo, cómo puede afectar esta desviación a las personas y, sobretodo, qué variables hay que controlar para evitar crear otras desviaciones en las instalaciones contiguas.

Además de aportar una visión general y a la vez específica del riesgo que conlleva una instalación, un completo análisis de riesgo aporta información de carácter organizativo y económico. Un Hazop permite controlar la inversión dedicada a las medidas de seguridad en una instalación, gracias al detalle ordenado de éstas. Con él, es posible realizar un estudio económico paralelo acerca de la inversión dedicada a evitar la probabilidad de suceso de un escenario, reducir sus consecuencias, evitar la interacción entre la desviación de un escenario y otro, contener los residuos generados por una desviación, definir los materiales de uso personal de seguridad, etc.

Un Hazop permite estandarizar criterios en cuanto al diseño de medidas de seguridad, por lo que facilita el mantenimiento preventivo de estas instalaciones. El hecho de establecer una metodología como medida de seguridad, evita errores puntuales de operación.

2.2.1.1 Ventajas

Los participantes en el estudio aumentan sus conocimientos sobre el proceso, las instalaciones y la metodología establecida. Permitiéndoles conocer cuáles son las medidas de seguridad utilizadas en esa instalación.

Facilita asimismo la elaboración de metodologías prácticas desde el punto de vista de la seguridad de procesos y permite la extrapolación de muchas de esas metodologías a otras instalaciones unificando formas de trabajo.

Su elaboración no requiere una inversión adicional a los costes del proyecto o mantenimiento de la instalación.

Finalmente sirve para poner en juego diferentes puntos de vista sobre una instalación gracias a la multidisciplinariedad de los integrantes del estudio.

2.2.1.2 Inconvenientes

A menudo, el aspecto económico limita muchas de las modificaciones o medidas de seguridad establecidas en una instalación.

El Hazop depende íntegramente de la información disponible acerca del proceso de producción e instalación, por lo que conducirá a resultados erróneos o incompletos si los datos de partida no son los correctos.

Debido a que se trata de una técnica cualitativa, no hay forma de obtener una valoración real de la frecuencia de desviación de algunas de las variables; esto dependerá en gran parte del conocimiento de la planta y de la experiencia.

Las plantas químicas pertenecen a un tipo de industria en la cual se trabaja con una gran serie de productos químicos, algunos de los cuales pueden ser tóxicos, inflamables, corrosivos, pirofóricos, incompatibles con el agua, cancerígenos, etc. Por ello es necesario un extremo cuidado en la manipulación de los mismos, minimizando la exposición de los trabajadores a los productos y aumentando las medidas de contención. El objetivo final es la seguridad de los trabajadores y que la planta cuente con unas instalaciones seguras, respetuosas con el medio ambiente y con el resto de industrias, viviendas o instalaciones colindantes.

Pero no son sólo los productos químicos los que originan un riesgo en la planta; ésta cuenta con instalaciones las cuales implican un riesgo potencial, ya que pueden operar a altas temperaturas, altas presiones, pueden originar atmósferas tóxicas, inflamables o explosivas, etc.

2.2.2 El Hazop en la industria química

En el siglo XX, especialmente en su último tercio, y en parte debido a la mayor concienciación ecológica y medioambiental, se realizó un gran esfuerzo para reducir los accidentes en las plantas químicas, desarrollándose diferentes métodos para lograr este objetivo. Mediante los estudios Hazop, el hecho de situar una instalación bajo el punto de mira y poner en tela de juicio la estabilidad de sus variables, forzando éstas al fallo para ver cómo respondería con los medios existentes, permite aumentar el control sobre las variables mencionadas anteriormente consiguiendo claramente una significativa reducción del riesgo.

2.2.3 Repercusión legal

Debido a la carga de fuego asociada a la producción y almacenaje de productos inflamables en las instalaciones de Utiya Lliça, ésta se encuentra categorizada como empresa “Seveso”. Las empresas “Seveso” están obligadas a realizar un análisis de riesgos de sus instalaciones como parte del SPAG, “Sistema de Prevención de Accidentes Graves”. Los análisis de riesgo de las instalaciones tienen que estar disponibles a las auditorías realizadas por el Ministerio de Industria de la Generalitat, el cual subcontrata a empresas externas para realizar controles en cuanto a medidas de seguridad para accidentes graves.

Como método para realizar el análisis de riesgo de una instalación, el estándar del Departamento de Industria de la Generalitat es el Hazop. Por último, la Ley de Prevención de Riesgos Laborales obliga a todas las actividades industriales a realizar evaluaciones de riesgo de los puestos de trabajo y equipos.

2.2.4 Otras metodologías

Pese a centrar este proyecto en un estudio de análisis de riesgo mediante la metodología Hazop, cabe mencionar la existencia de otros criterios y metodologías utilizadas en el estudio de la seguridad de procesos.

Entre las mismas se puede citar como ejemplo la metodología SIS, “sistema instrumentado de seguridad”; utilización del valor SIL, “nivel integro de seguridad”; concepto de SIF, “función instrumentada de seguridad”; valor de RFD, “probabilidad de fallo en demanda” y el RRF, “factor de reducción del riesgo”. Todos estos términos son utilizados en el estudio cuantitativo de análisis de riesgo de una instalación, en la cual, mediante la designación numérica asignada a sistemas de seguridad se cuantifica la aptitud de éste para realizar la función de seguridad, reducción del riesgo, probabilidad de fallo, etc.

2.3 Instalación de estudio. Hidrogenador:

2.3.1 Presentación de la instalación:

2.3.1.1 Instalación de estudio.

Debido a la demanda de un nuevo producto por parte de los clientes, Utifa SA se ha visto ante la necesidad de aumentar la capacidad de la línea de producción correspondiente al proceso de hidrogenación de varios productos.

La instalación sobre la cual está realizado este análisis consta de un reactor hidrogenador de proceso discontinuo, una tolva a presión para la adición de catalizador, un sistema de filtraje mediante filtro centrífugo, un equipo de baño térmico y un Scrubber particular.

a) Hidrogenador:

Se trata de un reactor de acero inoxidable AISI-316 de capacidad 2400 litros con presión de diseño 19,5 barg, temperatura máxima de operación 200°C y una camisa de capacidad 350 litros con presión de diseño 7,8 barg y temperatura máxima 200°C y 1000 kg de peso.

El reactor consta de un agitador, que opera a 1500 rev/min con reductor, especial para procesos de hidrogenación; dispone de palas que favorecen la turbulencia y la absorción del hidrógeno por parte del producto a reaccionar.

b) Calefacción/refrigeración:

Debido a la peligrosidad que conllevaría calentar un reactor con hidrogeno mediante la inserción de vapor en la camisa, el sistema de calefacción y refrigeración consiste en un circuito de monofluído presurizado para evitar fugas de hidrogeno por poros en el equipo. Éste se calienta o enfría a través de 3 intercambiadores de placas con vapor a 3 barg, agua fría procedente de la torre de refrigeración (20°C) o agua fría de “chiller” (-5°C).

c) Filtro:

Se trata de un filtro a presión de descarga centrífuga; construido en acero inoxidable AISI-316, permite filtrar, descargar y limpiar sin necesidad de abrir el filtro.

d) Scrubber:

Consiste en un Scrubber con agua como reactivo de lavado, construido en acero inoxidable AISI-316 debido a las incompatibilidades que pueden tener el uso de otros materiales para instalaciones con hidrógeno.

Mediante la recirculación del agua de fondo se consigue tratar un caudal de 300 m³/h de gases (hidrógeno y alcohol). El Scrubber está formado por una columna de anillos tipo ECOPALL de 1", un separador de gotas, un depósito auxiliar de 0,5 m³ y una bomba centrífuga de 1,1 kW que proporciona un caudal 3 m³/h.

2.3.1.2 Descripción del proceso:

El proceso de hidrogenación empieza con la inertización del reactor mediante el barrido con nitrógeno, con un tiempo establecido que asegura un contenido mínimo de oxígeno en el interior del reactor. Otro estándar de inertización para Utifa consiste en hacer el vacío en el interior del reactor y romperlo tres veces con nitrógeno; esta técnica no se realiza en esta instalación debido a que la misma no cuenta con una bomba de vacío. Éste método de inertización por arrastre es pionero en Utifa, ya que sólo se utiliza para la inertización de las centrífugas.

Una vez inertizado el reactor se procede a la carga de los disolventes. El programa de carga abre el venteo mientras introduce los disolventes necesarios en el reactor; éstos son introducidos por una de las tubuladuras superiores mediante un tubo rompe corriente en el interior del reactor, para romper la corriente estática que se pueda generar.

Todas las aperturas y cierres de válvulas en los procesos de carga y descarga son automatizadas mediante electroválvulas con certificación ATEX y actuadas por nitrógeno en lugar de aire, para evitar incompatibilidades con el hidrogeno. Debido a tratarse de una instalación con hidrógeno, se han duplicado todas las válvulas en las líneas de acceso al reactor, para evitar posibles fugas y garantizar una doble seguridad.

Una vez cargado el reactor, se introduce el catalizador para posteriormente empezar a hidrogenar. El catalizador, que es una mezcla de carbono-metal noble, se introduce mediante una tolva de carga. Esta tolva de carga permite introducirlo en el reactor sin tener un contacto directo con éste y asegurando que no entra aire, ya que el catalizador es pirofórico.

El proceso de carga consiste en la introducción del catalizador fresco, húmedo de agua, al interior de la tolva situada en una tubuladura superior del reactor, y en la posterior inertización mediante barrido de nitrógeno de ésta. Una vez inertizado, se abren las electroválvulas de fondo que comunican la tolva con el reactor y, por gravedad y una ligera ayuda de aporte de nitrógeno (0,5 barg), el catalizador entra en el reactor.

Una vez añadido el catalizador, se inicia la hidrogenación mediante la adición de hidrógeno procedente de botellas manorreducidas a una presión de 3 barg. Simultáneamente, se activa el baño térmico para garantizar una temperatura constante de 30-35 °C, ya que por debajo de 20 °C el producto solidifica.

En esencia, el baño térmico sirve inicialmente para llevar el contenido del reactor a 30 °C y posteriormente para mantenerlo a esta temperatura durante el proceso de hidrogenación, el cual es ligeramente exotérmico.

A mitad de la reacción, la cual se controla mediante el caudal de hidrógeno consumido y la presión del reactor, se toma una muestra del producto de reacción. La muestra es tomada mediante un sistema ad-hoc situado en una tubuladura del fondo del reactor, el cual consta de dos válvulas opuestas: al abrir la primera válvula, se llena de líquido una columna de aproximadamente 300 cc. Al cerrar ésta permite abrir la otra válvula para vaciar esta columna. De esta manera se obtienen muestras sin entrar en contacto directo con el contenido del reactor.

Al analizar la muestra, se observa si la reacción ha acabado o necesita más catalizador. Si fuere así, se procede a la recarga de catalizador. El procedimiento es el mismo que el de carga inicial, únicamente que en este caso se tiene un reactor cargado y presurizado con hidrógeno, por lo que se procede a abrir el venteo y aliviar esa sobrepresión. Una vez aliviada, un barrido de nitrógeno garantiza que es seguro introducir el catalizador.

Una vez acabada la reacción de hidrogenación, se alivia la presión de hidrógeno mediante el venteo, el cual conduce los gases de reacción a un scrubber de acero inoxidable con lavado de agua.

Para separar el producto de reacción del catalizador, se abre la válvula de fondo del mismo y se comunica con una bomba neumática que impulsa el producto hacia el filtro centrífugo. Al vaciar el reactor se tiene que compensar con nitrógeno la presión del interior del reactor.

El producto de filtración se envía directamente a un depósito que lo almacenará, para posteriormente seguir con el proceso de producción de este producto, ya que la hidrogenación forma parte de un proceso intermedio de la cadena de producción. Si a la salida del filtro el producto no está lo suficientemente filtrado, se puede recircular al reactor para hacerlo pasar de nuevo por el filtro y garantizar la recuperación del catalizador.

2.4 Metodología a seguir durante el análisis de riesgo.

Antes de empezar a explicar la metodología seguida durante el estudio de seguridad del proceso, es importante mencionar que dicho estudio ha sido realizado en base a un análisis cualitativo. En este análisis cualitativo se han estudiado tanto las consecuencias como las probabilidades desde un punto de vista empírico y basado en la experiencia.

Mediante el conocimiento aportado por los diferentes participantes del equipo y su experiencia en cada área, se ha determinado la frecuencia con la que pudiera suceder una desviación, ya que muchas de ellas son comunes en este tipo de plantas.

A continuación se muestran una serie de criterios y nomenclatura establecida durante el estudio, que facilitan el control exhaustivo punto a punto. Se trata de una serie de puntos muy importantes que tienen que quedar claros en el grupo y respetarlos durante todo el estudio; un Hazop ha de ser un análisis ordenado, debido a que es muy fácil abarcar puntos que quedan fuera del estudio y de esta manera dejar de banda otros de vital importancia.

2.4.1 Definición de nodos

Para centrar el estudio íntegro de la instalación se ha decidido estudiar el hidrogenador como un único nodo el cual se ve sometido a diferentes estados operacionales y diferentes desviaciones de sus variables de proceso.

En el “ANEXO A”, se puede ver el PID¹ del hidrogenador en el que se basó el presente estudio.

¹ Plano de equipos e instrumentación.

Debido a que el Hazop se realizó durante la etapa de diseño de la instalación, algunas de las recomendaciones, posteriormente argumentadas, pudieron modificarse sobre el PID de tal manera que pasaron a formar parte de la versión final de éste. Posteriormente se mostrará el PID final de la instalación, una vez realizado el estudio de seguridad de procesos, revisados y verificados todos los puntos.

Es por esa razón que gracias a realizar el Hazop durante esta etapa de diseño y no una vez en marcha la instalación, como es el caso de la gran mayoría de instalaciones de la planta, se pueden identificar y corregir aquellos puntos que se consideren críticos, o simplemente mejorar las medidas de seguridad. Así se puede iniciar la actividad de una instalación de una manera segura y controlada.

Pese a las correcciones que permite realizar un estudio Hazop sobre una instalación, cabe decir que durante la etapa de diseño se ha tenido muy presente en todo momento el riesgo asociado a este proceso y se han adoptado medidas para su prevención. El concepto de seguridad durante el diseño del proyecto se ha basado fundamentalmente en los siguientes principios:

- Clasificación de la zona de atmósferas explosivas (zona ATEX) y elección de equipos en función de la zona clasificada.
- Inertización de los equipos mediante nitrógeno para garantizar concentraciones de oxígeno en la atmósfera de trabajo menores al 4%.
- Control operacional del proceso.

2.4.2 Definición de estados operacionales

La asignación de estados operacionales consiste en definir y separar una acción realizada en la instalación, para así estudiar por separado las posibles desviaciones de sus variables de proceso y garantizar un orden en el desarrollo del estudio.

Los estados operacionales definidos correspondientes al proceso de hidrogenación son: cargas, reacción, descarga y recarga de catalizador durante la reacción.

Carga: engloba la inertización inicial del reactor, la carga de disolventes al mismo y la carga de catalizador mediante la tolva de carga.

Reacción: hace referencia a la adición del hidrógeno al reactor con la consecuente reacción de hidrogenación. También engloba el proceso de control de temperatura, frío/calor, mediante la el lazo de baño térmico a través de la camisa del reactor. También engloba la toma de muestras mediante la válvula de fondo.

Descarga: proceso de descompresión del reactor y filtración del producto de hidrogenación mediante descarga por válvula de fondo. El proceso de filtración, a su vez, engloba la recirculación del producto filtrado hacia el propio reactor o bien el envío de este producto hacia el siguiente reactor/depósito para continuar con la cadena de producción.

Recarga de catalizador durante la reacción: corresponde al proceso de realizar una carga de catalizador cuando el reactor se encuentra en modo reacción. Engloba el hecho de llevar el reactor a una situación segura: descompresión, inertización, estabilización de temperatura... y proceder entonces a repetir el proceso de “carga de catalizador” comentado anteriormente.

2.4.3 Definición de las desviaciones utilizadas

A continuación se procederá a explicar el significado de las palabras guía que se han elegido para realizar el estudio de la instalación. Gracias a la simplicidad de estas palabras y a su íntegro significado, es posible llevar a cabo una secuencia lógica y ordenada, junto con las variables asociadas, en el desarrollo del Hazop.

Las palabras guía son las siguientes:

No/ninguno: contempla la ausencia o pérdida completa de la variable a la cual acompaña. Ej.: “*no hay caudal*”. Comprende la ausencia de caudal por causas diversas, ya sea taponamiento de la línea, fallo de la bomba, etc.

Menos: corresponde a una disminución cuantitativa de la variable de proceso de estudio. Algo sucede para que esa variable se encuentre en una magnitud menor de lo esperado/deseado. Ej.: “*menos temperatura*”. Denota una disminución de la temperatura

frente a la esperada, pudiendo ser la causa un fallo en el circuito de calefacción, fallo en el lazo de control, etc.

Más: corresponde a un aumento cuantitativo de la variable de proceso de estudio. Algo sucede para que esa variable se encuentre en una magnitud menor de lo esperado/deseado. Ej.: “*más concentración*”. Denota un aumento de la concentración que puede tener efector indeseados. Las causas pueden ser diversas: fallo válvula de adición, fallo circuito de refrigeración, etc.

Inverso: esta palabra nos es útil únicamente acompañada de la variable caudal, ya que es la única de las variables definidas de estudio que tiene un sentido de flujo. Es decir, “*caudal inverso*” correspondería a una situación en la cual hay caudal, pero no se da en el sentido deseado. Puede acarrear problemas de contaminación en líneas y fugas en el circuito.

Otro: se trata de un cambio involuntario o sustitución completa de la variable de estudio. Es una palabra guía asociada a las variables de servicios: aire, vapor, nitrógeno, agua...; corresponde a un cambio de una de estas variables por otras durante el proceso. Ej.: “*Otra energía eléctrica*”. Podría ser un cambio de energía de suministro, es decir, debido a un error, alimentar un equipo de 380V a 230V.

Debido a la metodología de trabajo y a la estructuración y diseño de la instalación, “otro” se trata de una palabra guía que no se ha visto asociada a ninguna variable de proceso, ya que se ha valorado como imposible que se diera el caso de una desviación de este tipo durante el proceso.

2.4.4 Definición de variables de estudio

Tal y como se ha comentado anteriormente, para llevar a cabo un estudio ordenado se decidió inicialmente fijar unas variables de estudio. Estas variables son las más comunes en estudios de seguridad de proceso debido a que son aquellas que permiten controlar un proceso y por consiguiente, la integridad de la instalación y su seguridad.

Las variables fijadas al inicio por el equipo de Hazop fueron las siguientes: presión, caudal temperatura, nivel, productos y utilidades.

Presión: corresponde a la presión interna del reactor contemplando la presión positiva y negativa de éste. Como fuentes de desviación de la presión se contemplan el hidrógeno de proceso, el nitrógeno de inertización, posibles gases de reacción en caso de explosión y la adición/descarga del contenido del reactor, pudiendo generar sobrepresión o vacío.

Caudal: se asocia a la variable caudal al flujo de entrada o salida del reactor en forma de líquido durante la carga y descarga del reactor o en forma gas durante el proceso de inertización. Caudal hace referencia así a la adición de disolventes en el estado operacional de “carga” y a la adición de hidrógeno gas en el estado operacional de “reacción”.

Temperatura: la variable temperatura corresponde en todo momento a la temperatura a la que se encuentra en interior del reactor, es decir la que marca la sonda. No se estudia la temperatura de la camisa o del filtro como variable de desviación pese a poder ser estas algunas de las causas del aumento o descenso de la temperatura en interior del hidrogenador. Esto último es debido a la decisión del equipo de tomar el hidrogenador como único nodo de estudio.

Nivel: en cuanto a la variable de nivel, hace referencia a la altura de columna de líquido que marca el medidor de nivel radar en todo momento. Debido a que el radar marca el nivel del líquido del interior del reactor, los causantes de desviaciones de esta medición son: los disolventes añadidos inicialmente o el producto final de reacción.

Productos: la variable productos engloba el grupo formado por: disolvente, reactivo, catalizador, producto, hidrógeno y nitrógeno. Esta variable “*Productos*” ha sido tomada en cuenta debido a la repercusión directa de una posible desviación de cualquiera de ellas. Al inicio del Hazop se decidió que tan importante era saber cuáles serían las consecuencias de un aumento de presión, “*más presión*”, como del exceso de catalizador durante la carga, “*más catalizador*”. De ahí que se decidiera introducir ese subconjunto para obtener una valoración directa de las desviaciones de productos concretos que intervienen en el proceso de hidrogenación.

A continuación se detalla una breve definición de cada una de las sustancias pertenecientes al grupo de “Productos”.

Disolvente: el disolvente utilizado es una disolución de agua alcohol. Para el proceso de obtención de FAT-2 se trabaja con una disolución de alcohol al 50% en volumen y para el proceso de obtención del CATIR, la proporción de es del 90 % en volumen de alcohol. Por lo que todas las desviaciones asociadas a esta variable son relativas a la cantidad de disolvente añadido.

Reactivo: según el proceso de producción realizado, el reactivo es uno u otro producto. En el caso de la obtención de FAT-2, la materia prima de la cual se parte para obtenerlo es el FAT-1. Se trata de otro producto intermedio procedente de la línea de producción del FAT. Para producción de CATIR, la materia prima reactiva es el CAT, que mediante la hidrogenación, pasa a CATIR. Algunas de las desviaciones de esta variable podrían ser: añadir más reactivo al reactor del requerido, no añadir reactivo, añadir un reactivo en lugar de otro por equivocación, etc...

Catalizador: la variable catalizador hace referencia a la adición de carbono-metal noble, que requiere el proceso para poder llevar a cabo la hidrogenación. Éste se añade humedecido debido a su piroficidad. Tal y como posteriormente se comentará, la desviación más común relacionada con esta variable es la adición de “menos catalizador”.

Producto: a esta variable ha sido asociado el compuesto final de la reacción, es decir el producto de la hidrogenación junto con el catalizador y el medio disolvente de agua-alcohol. Es este “producto” el que sufre el estado operacional de descarga.

Hidrógeno: hace referencia al hidrógeno gas aportado al reactor desde los botellones de hidrógeno.

Nitrógeno: engloba únicamente el nitrógeno de proceso, es decir el nitrógeno necesario para inertizar los equipos y compensar presiones dentro de ellos. No engloba el nitrógeno utilizado en las electroválvulas neumáticas del circuito de hidrógeno. Éstas son actuadas con presión de nitrógeno por tal de no favorecer la posible formación de atmosfera explosiva en caso de fuga en la válvula.

2.4.5 Identificación de escenarios.

Para hacer más práctica y resumida la tabla Hazop, el equipo decidió asignar una variable a cada estado comentado anteriormente, para abarcar todas las situaciones posibles. De esta manera, gracias a este código, se puede identificar rápida y cómodamente a qué nodo, estado operacional, desviación, variable y producto se refiere.

En la siguiente tabla se hace un recogido de todas las definiciones anteriores junto a su variable numérica o alfabética asignada.

NODO	
1	Hidrogenador R-01
ESTADO OPERACIONAL	
1	Cargas
2	Reacción
3	Descarga
4	Recarga de catalizador durante la reacción
DESVIACIÓN	
K1	No/ninguno
K2	Menos
K3	Más
K4	Inverso
K5	Otro
VARIABLE	
P	Presión
F	Caudal
T	Temperatura
C	Concentración
L	Nivel
U	Servicios (energía eléctrica, aire, vapor, nitrógeno, gas natural, aceite térmico...)
SUBVOCAL	
<i>Se utiliza en el caso que sea necesario distinguir la misma desviación causada por causas diferentes</i>	
PRODUCTOS	
d	Disolventes
r	Reactivos
c	Catalizador
p	Producto
H2	Hidrógeno
N2	Nitrógeno

Aplicando la metodología que muestra la tabla, cualquier escenario de análisis de riesgo quedará identificado mediante un código como el siguiente:

Tabla 2.4.5.1. “Nodo. Estado operacional – Desviación & Variables. Producto.Subvocal”

2.4.6 Definición de criterios de probabilidad, severidad y perfil de riesgo

Gracias a PRISMA ®, base de datos de fallos y mantenimiento de los equipos de Utifa, y a la experiencia de los integrantes del equipo de Hazop, se han podido extrapolar las hipótesis de fallos, sus probabilidades y sus consecuencias. Una vez decidido ese dato, mediante las siguientes tablas adjuntas, se extrapola a un valor numérico/alfabético que permite situarse en un perfil de riesgo determinado y valorar así su consecuencia.

A continuación se muestran las tablas de severidad y probabilidad donde se hallan todos los criterios establecidos por el grupo de Hazop y que han sido considerados para la evaluación del riesgo.

a) Probabilidad

En esta tabla podemos obtener un valor de probabilidad de fallo asociado a la frecuencia con la que éste sucede.

Al analizar la desviación de una variable concreta, entre el equipo se adjudica una frecuencia aproximada de fallo, mayoritariamente basada en la experiencia. Con esta frecuencia de fallo se entra en la tabla y se obtiene el nivel de la probabilidad de fallo y la letra que se le asocia, para posteriormente generar de una manera estandarizada la matriz de perfil de riesgo.

La tabla de probabilidad es la siguiente:

PROBABILIDAD	
Identificativo	Nivel
A	Frecuente
B	A menudo
C	Ocasional
D	Improbable
E	Remoto
F	Muy remoto

Tabla 2.4.6.1. Tabla de probabilidad de fallo estándar en Utifa.

Cabe mencionar que en la probabilidad de desviación de las variables, no se han contemplado las catástrofes meteorológicas ni ningún tipo de agente externo a la instalación: ya sean atentados terroristas, saboteo, etc...

b) *Severidad*

El término severidad hace referencia a la repercusión que tendría ese fallo o desviación de la variable en cuestión. Para extrapolar un grado de severidad mediante la clasificación de ésta, nos basaremos en la repercusión que tiene sobre tres grupos.

Estos grupos se clasifican en: Personas, Medio ambiente y Equipos, yendo de más a menos prioritario en cuanto a la severidad de las consecuencias. Dicho esto, siempre se empezará por la valoración del grupo “Personas”, pasando seguidamente al grupo “Medio ambiente” y por último al grupo “Equipos”.

El criterio escogido discretiza en términos de severidad de grado I, siendo esta la más severa, a grado IV, siendo la menos severa. El grado de severidad final siempre se verá determinado por el mayor de cualquiera de los tres grupos.

A continuación se adjunta la tabla de severidades en la cual se detallan cuáles son los criterios escogidos para determinar un grado u otro:

SEVERIDAD				
Grado	Consecuencias	Prioridad 1: Personas	Prioridad 2: Medio ambiente	Prioridad 3: Equipos
I	Catastrófico	Daños irreversibles	Irreversible, consecuencias fuera de los límites del establecimiento	Producción interrumpida > 1 semana Costes > 500 k€
II	Crítico	Daños reversibles Accidente con baja laboral	Reversible, consecuencias limitadas al perímetro de la planta Intervención de servicios de emergencia (propios y exteriores) Información a las autoridades	Producción interrumpida de 1 turno a 1 semana Costes: 15-500 k€
III	Bajo	Accidente sin baja laboral	Reversible, consecuencias sólo en el edificio de producción Intervención de los servicios de emergencia propios	Producción interrumpida de 3 h a 1 turno Costes: 5-15 k€
IV	Insignificante	Incidentes sin personas presentes	Reversible, puede ser controlado por el personal sin intervención de los servicios de emergencia propios	Producción interrumpida < 3 h Costes: 0-5 k€

Tabla 2.4.6.2. Tabla de severidad: prioridades y consecuencias.

Un ejemplo del cálculo de severidad sería el siguiente: una fuga de un producto tóxico formando una nube de gas tiene una repercusión mínima/nula en los equipos, por lo que podría clasificarse como “Producción interrumpida < 3h”, es decir “Grado IV, Insignificante”. Pese a ello, una nube tóxica podría ser letal para la persona que se encuentre en su camino, por lo que podría clasificarse en la columna de personas como “Daños irreversibles”, tratándose de un “Grado I, Catastrófico”. Se observó cómo al aplicar la prioridad comentada anteriormente, el grado de severidad final es el más restrictivo, es decir, severidad de grado I con consecuencias catastróficas.

c) Perfil de riesgo

Una vez se ha identificado el nivel de probabilidad y de severidad, es posible situarse en la tabla de perfil de riesgo y obtener así un perfil de riesgo concreto, sobre el cual se trabajará buscando soluciones y/o alternativas de mejora que hagan reducir el perfil de riesgo.

El riesgo obtenido mediante la tabla puede reducirse gracias a las recomendaciones de mejora. Estas recomendaciones surgen durante el desarrollo del Hazop y son propuestas colectivas que pretenden reducir o bien la probabilidad del fallo, la severidad del fallo o incluso ambas. Al reducir cualquiera de estos grados, se produce el perfil de riesgo obtenido, pudiendo alcanzarse una configuración aceptable y sostenible.

A continuación se muestra la tabla de perfil de riesgo, revisada y aceptada por el grupo realizador del análisis de riesgos. Se trata de una tabla en la cual, mediante el nivel de severidad y la identificación alfabética asociada a la probabilidad, se obtiene un perfil de riesgo determinado.

PERFIL DE RIESGO					
Id	Nivel	IV	III	II	I
		Insignificante	Bajo	Crítico	Catastrófico
A	Frecuente		Riesgo no aceptable		
B	A menudo				
C	Ocasional	Riesgo aceptable			
D	Improbable				
E	Remoto				
F	Muy remoto				

Tabla 2.4.6.3. Tabla de perfil de riesgo. Probabilidad vs Severidad.

Este perfil de riesgo se clasifica en: riesgo aceptable, color verde; riesgo no aceptable, color rojo y dos últimos colores, amarillo y naranja, los cuales determinan el paso entre riesgo aceptable y riesgo no aceptable. Cabe decir que durante el desarrollo del estudio, únicamente se ha dado como válido un riesgo aceptable color verde o color amarillo, suponiéndose como demasiado crítico un riesgo aceptable color naranja. Ante un perfil de riesgo naranja, se han comentado propuestas de mejora para reducir ese valor de riesgo a una situación más estable.

Muchas de esas mejoras serán expuestas más adelante y especificadas para cada desviación de variables.

2.5 Hazop del hidrogenador.

Tal y como dicta la metodología Hazop, todas las desviaciones asociadas a cada variable han sido plasmadas en una tabla. Esta tabla se divide en filas y columnas. A cada fila se detalla el estudio realizado para un escenario mientras que en cada columna, para cada escenario, se detallan los siguientes puntos: identificación, referencia, desviación, causas, consecuencias, medidas de seguridad, recomendaciones, S1, P1, S2, P2 y responsable.

Identificación: corresponde al número de fila de la tabla, es decir, el número de escenario.

Referencia: es el código numérico comentado en la “tabla de identificación de escenarios”.

Desviación: se detalla la desviación de estudio junto con la variable desviada.

Causas: son las posibles situaciones que pueden llevar a una desviación de esa variable concreta.

Consecuencias: se expone el escenario consecuente a esta desviación. Se detalla la consecuencia potencial sobre las personas, medioambiente o equipos en caso de que existiera.

Medidas de seguridad: en esta columna se detallan las medidas de seguridad existentes para evitar las consecuencias antes mencionadas, en caso de que ocurra la desviación de la variable. Existen medidas de seguridad correctiva o preventiva. En el caso de las medidas preventivas actúan directamente sobre la desviación de la variable evitando que esta ocurra. En cuanto a las medidas correctivas, actúan una vez la variable ha sufrido la desviación, por lo que inhiben o reducen las consecuencias.

Recomendaciones: hace referencia a aquellas soluciones que da el equipo de Hazop para reforzar las medidas de seguridad existentes o instaurarlas en caso de que no existan. Se trata de una columna importante en la tabla, ya que durante el Hazop es el mejor momento para que surjan ideas por tal de aumentar la seguridad de la instalación, aportando diferentes puntos de vista interdepartamentales.

S1: se trata de la severidad calculada mediante la tabla de severidad sin tener en cuenta las recomendaciones propuestas por el grupo. Es decir, plasma cual sería la severidad de las consecuencias si el Hazop no se hubiera llevado a cabo. La reducción de esta severidad dependerá de si las recomendaciones están basadas en una medida correctiva o preventiva.

P1: se trata de la probabilidad de sufrir el escenario estudiado sin tener en cuenta las recomendaciones. Al igual que en S1, la reducción de la probabilidad dependerá de si se decide tomar medidas correctivas o preventivas. En caso de tomar medidas preventivas, podría reducirse la probabilidad de sufrir una desviación en la variable. Si por contra, se deciden tomar medidas correctivas, la probabilidad de sufrir ese escenario se mantendrá igual, reduciéndose probablemente la severidad de las consecuencias.

S2: es el factor S1 habiéndole aplicado la recomendación. Una vez se propone una recomendación, se vuelve a calcular el factor de severidad para ver si ha hecho reducir éste valor.

P2: es el factor P1 habiéndole aplicado la recomendación. Al igual que para S2, una vez se propone una recomendación, el grupo vuelve a dar un valor de probabilidad mediante la experiencia en el sector y la comparativa de número de fallos con otras instalaciones. Por ejemplo, si para una recomendación tal como poner una doble válvula en la línea en lugar de una, la reducción de probabilidad se obtiene en comparativa a como afectó un cambio de estas características en instalaciones ya existentes, ya que se trata de valoraciones cualitativas.

Responsable: para cada recomendación propuesta el grupo adjudica un responsable para llevarla a cabo. Al realizar el diseño de la planta de hidrogenación de la mano de la ingeniería BJQ, todas aquellas propuestas que intervenían en la etapa de diseño se adjudicó como responsable a la ingeniería. De todas aquellas recomendaciones en cuanto a medidas organizativas, formación de los trabajadores, cambios de metódicas... se adjudicó la responsabilidad a Utifa, sin detallar cual sería el departamento responsable ya que gran parte de esas medidas las toma ingeniería junto con producción y mantenimiento.

2.5.1 Plantilla de análisis de riesgo.

Como resumen de todo lo detallado en la tabla Hazop, a continuación se adjunta esta tabla donde queda resumido cada punto antes comentado.

PLANTILLA ANÁLISIS DE RIESGO	
CAMPO	DEFINICIÓN
Identificación	Identifica el número de desviación analizada. Esta numeración es correlativa.
Referencia	Cada escenario se identifica mediante una referencia.
Desviación	Se describe brevemente la desviación considerada en el escenario.
Causas	Se describen las posibles causas que puede originar la desviación considerada.
Consecuencias	Se describen las consecuencias previsibles que se producirán a raíz de la desviación objeto del análisis.
Medidas de seguridad	Se describen las medidas de seguridad que dispone el sistema y que se activarían para evitar la desviación objeto del análisis o las consecuencias.
Recomendaciones	Si el riesgo obtenido después de la evaluación de P1 y S1 no es aceptable, es necesario definir medidas adicionales para reducir el riesgo. Las recomendaciones deben conseguir que el riesgo residual sea aceptable después de su implementación. El equipo de análisis del riesgo puede decidir la definición de recomendaciones incluso en el caso que no sean necesarias desde el punto de vista de seguridad.
P1	Probabilidad que se produzca la desviación y consecuencias descritas sin tener en cuenta las recomendaciones.
S1	Severidad de las consecuencias sin tener en cuenta las recomendaciones.
P2	Probabilidad de que se produzca la desviación y consecuencias descritas teniendo en cuenta las recomendaciones.
S2	Severidad de las consecuencias teniendo en cuenta las recomendaciones.
Responsable	Identifica la empresa responsable de desarrollar o implementar las recomendaciones.

Tabla 2.5.1.1. Plantilla de análisis de riesgo.

2.5.6 Participantes del Hazop.

El estudio de análisis de riesgo se realizó en las instalaciones de Utifa con colaboración de BJQ ingenieros. Dos sesiones fueron suficientes para desarrollar en estudio completo, desarrollado los días 16/06/2014 y 23/06/2014. El equipo de análisis fue integrado por los siguientes participantes:

INTEGRANTES DEL EQUIPO HAZOP	
Nombre	Empresa
Jefa de Producción (1)	Utifa
Jefa de turno (1)	Utifa
Técnico de Producción (2)	Utifa
Operario de planta (1)	Utifa
Operario de planta (1)	Utifa
Operario de planta (1)	Utifa
Becario de Producción (2)	Utifa
Becario de SHE (1)	Utifa
Jefe de Ingeniería y Mantenimiento (2)	Utifa
Técnico de Ingeniería (2)	Utifa
Becario de Ingeniería (1)	Utifa
Técnico de Mantenimiento (1)	Utifa
Jefe de SHE (2)	Utifa
Técnico de SHE (2)	Utifa
Iraida Gil (1)	Utifa
Guillem Roma (2)	BJQ Ingenieros
Anabel Alcaraz (2)	BJQ Ingenieros

Tabla 2.5.6.1. Integrantes del equipo Hazop.

- (1) asistencia a 1 sesión.
(2) asistencia a 2 sesiones.

2.5.3 Tabla Hazop.

A continuación se presentan las tablas del análisis de riesgos de la instalación de hidrogenación. Esta tabla contiene la formulación de desviaciones, el análisis de consecuencias, la descripción de las medidas de seguridad asociadas y las recomendaciones a implantar en el diseño final de las funciones, sistemas de control y operaciones de la instalación, tal y como se detalló anteriormente.

Elaboración del análisis de riesgos mediante la metodología HAZOP de una instalación de hidrogenación

Id	Ref.	Desviación	Causas	Consecuencias	Medidas de seguridad	Recomendaciones	S1	P1	S2	P2	Resp.
Nodo 1, estado operacional 1											
1	1.1- K2&P	Menos presión en hidrogenador		No aplica							
2	1.1-K3&P	Más presión en hidrogenador	a) Reactor no despresurizado después de ciclo de inertización	1) Afectación operacional en la carga 2) En el caso de carga de líquidos, posible flujo inverso hacia la conexión de línea.	Transmisor de presión que no permita la carga si el reactor no está en condiciones atmosféricas.	Añadir un transmisor de presión en hidrogenador como medida adicional a la existente.	II	D	II	E	BJQ
			b) Fuga de hidrogeno hacia el reactor	1) Afectación operacional en la carga 2) En el caso de carga de líquidos, posible flujo inverso hacia la conexión de línea con posible riesgo de explosión.	Transmisor de presión que no permita la carga si el reactor no está en condiciones atmosféricas.	Añadir un transmisor de presión en hidrogenador como medida adicional a la existente.	II	D	II	E	
			c) Fuga de nitrógeno hacia el reactor	1) Afectación operacional en la carga 2) En el caso de carga de líquidos, posible flujo inverso hacia la conexión de línea con posible riesgo de explosión.	Transmisor de presión que no permita la carga si el reactor no está en condiciones atmosféricas.	Añadir un transmisor de presión en hidrogenador como medida adicional a la existente.	II	D	II	E	
			d) Escenario de explosión durante la carga	Valorado en un punto aparte.	Transmisor de presión que no permita la carga si el reactor no está en condiciones atmosféricas. Y verificación de apertura		I	E	I	E	

Elaboración del análisis de riesgos mediante la metodología HAZOP de una instalación de hidrogenación

					válvula de venteo mediante detector final de carrera						
Id	Ref.	Desviación	Causas	Consecuencias	Medidas de seguridad	Recomendaciones	S1	P1	S2	P2	Resp.
3	1.1-K1&F	No hay caudal de carga de líquido	a) Bloqueo de línea de carga líquido	Consecuencia operacional	Control de carga por nivel de hidrogenador (método realizado mediante recetas)		IV	C	IV	C	
			b) Error humano de envío de carga	Consecuencia operacional		Mensaje de verificación al realizar la carga en Honeywell.	IV	D	IV	E	UTIFA
			c) 1.1-K3&P								
4	1.1-K2&F	Menos caudal de carga de líquido	a) Bloqueo parcial de la línea de carga de líquido	Consecuencia operacional			II	E	II	E	UTIFA
			b) Fuga en la línea	Posible generación de atmósfera explosiva con posible deflagración		Actualizar documento contra explosiones (ATEX)	II	E	II	F	BJQ
5	1.1-K3&F	Más caudal de carga de líquido	No estudiado								
6	1.1-K4&F	Caudal inverso en carga de líquido	1.1-K3&P								
7	1.1-K2&T	Menos temperatura durante la carga	No estudiado								
		Más temperatura	a) Sistema	1) Carga de líquidos: Evaporación de disolvente que iría al scrubber sin			IV	D	IV	D	

Elaboración del análisis de riesgos mediante la metodología HAZOP de una instalación de hidrogenación

8	1.1-K3&T	durante la carga	calefactor activado	consecuencias para la seguridad. 2) Carga de catalizador: No consecuencias para la seguridad							
			b) Mezcla de productor con reacción exotérmica								
9	1.1-K2&L	Menos nivel en el hidrogenador	a) Fuga por válvula descarga abierta	Posible fuga de líquido por punto de purga de descarga	Doble válvula de fondo y enclavamiento por final de carrera.	Supervisión de la cantidad cargada mediante el nivel del hidrogenador	III	E	III	E	BJQ
			b) Fallo del sistema de control de carga por caudalímetro	Problema operacional							
10	1.1-K3&L	Más nivel en el hidrogenador	a) Fallo del sistema de control de carga por caudalímetro	Salida de líquido por el venteo del equipo hacia scrubber	Nivel continuo en hidrogenador	Instalar un nivel de máxima	III	D	III	E	BJQ
			b) Error humano								
			c) Entrada de agua purificada								
Nodo 1, estado operacional 2											
			a) Fuga en el reactor o en línea de entrada	Generación de una atmósfera explosiva	Presencia de detector de hidrógeno con alarma de detección de gases	Enclavamiento detector hidrógeno con secuencia de paro de instalación	II	D	II	E	BJQ
			b) Error en el			Monitorización de la					

Elaboración del análisis de riesgos mediante la metodología HAZOP de una instalación de hidrogenación

11	1.2-K2&P	Menos presión en hidrogenador	sistema de control (lazo de control)	Problemas operativos		presión de hidrógeno en botellas e integrarla en el sistema de control	IV	D	IV	E	BJQ
			c) Poco hidrógeno en las botellas	Problemas operativos		Monitorización de la presión de hidrógeno en botellas e integrarla en el sistema de control	IV	D	IV	E	BJQ
			d) Apertura de venteo	Emisión de hidrógeno conducido hasta scrubber	Scrubber inertizado constantemente con nitrógeno		IV	E	IV	E	
			e) Falta estanqueidad válvula de seguridad	Emisión de hidrógeno conducido hasta tanque de blowdown	Purga constante con nitrógeno en línea de blowdown. Instalación de apagallamas en línea a blowdown. Prueba de estanqueidad	Control preventivo válvula de seguridad	II	D	II	E	UTIFA
12	1.2-K3&P	Más presión en hidrogenador	a) Fallo del sistema de control	No se prevén escenarios de runaway. Teniendo presente presión de diseño = 15 bar y que la presión de hidrógeno de suministro es 4 bar, no hay escenario de ruptura de equipo		Instalar nueva sonda de presión que realizará un enclavamiento	IV	D	IV	E	BJQ
			b) Error humano introduciendo	No se prevén escenarios de runaway. Teniendo presente presión de diseño = 15 bar y que la presión de		Limitar el rango del set point	IV	D	IV	E	BJQ

Elaboración del análisis de riesgos mediante la metodología HAZOP de una instalación de hidrogenación

			consigna	hidrógeno de suministro es 4 bar, no hay escenario de ruptura de equipo.							
			c) Evaporación propia del disolvente o generación de subproductos en forma gas	Por evaporación de disolvente es imposible llegar a 2 veces la presión de diseño ya que es necesario una temperatura en el reactor de 186 °C para alcanzar los 30 barg que es superior a la temperatura del fluido calefactor (vapor 3 barg)	Lanzo de control de presión por apertura de válvula de control en venteo. Válvula de seguridad y disco de ruptura	a) Comprobar la cantidad máxima de CO ₂ generada por batch	IV	E	IV	E	a) UTIFA
			d) Explosión confinada	La presión máxima que alcanzaría el equipo debido a la explosión sería 8 veces la de trabajo, $P_{final} = 3 \times 8 < 2 \times P_d = 30$ barg, no habría rotura de equipo	Sistema inertización Fuentes de ignición controladas por certificación ATEX		III	E	III	E	
			e) Fallo reductora presión hidrógeno	El equipo llegaría a una presión de 12 bar por debajo 2 veces de la presión de diseño del equipo	PCV001 en lazo con el indicador de presión del reactor PIAH001.		IV	E	IV	E	
13	1.2-K1&F	No hay caudal de hidrógeno	Sobrepresión en el reactor por generación de	Consecuencias operacionales	Control de presión por purga de CO ₂		IV	D	IV	D	

Elaboración del análisis de riesgos mediante la metodología HAZOP de una instalación de hidrogenación

			gases								
14	1.2-K2&F	Menos caudal de hidrógeno	a) Sobrepresión en el reactor por generación de gases	Consecuencias operacionales	Control de presión por purga de CO ₂		IV	D	IV	D	
			b) Paro agitación	Consecuencias operacionales	Alarma paro agitador		IV	D	IV	D	
15	1.2-K3&F	Más caudal de hidrógeno	1.2-K2&P a), d) y e)								
Id	Ref.	Desviación	Causas	Consecuencias	Medidas de seguridad	Recomendaciones	S1	P1	S2	P2	Resp.
16	1.2-K4&F	Caudal inverso de hidrógeno	Poca presión en botella	Contaminación y posible bloqueo de línea	Válvula de retención. Sonda de presión en la línea que avisarían de la baja presión de la línea	Monitorización de la presión de hidrógeno en botellas e integrarla en el sistema de control	III	D	III	E	BJQ
17	1.2-K2&T	Menos temperatura en hidrogenador	a) Fallo sistema de control	Consecuencias operacionales			IV	D	IV	D	
			b) Error humano introduciendo consigna	Consecuencias operacionales			IV	D	IV	D	
			c) Entrada no deseada de agua purificada	Consecuencias operacionales y pérdida de batch	Doble válvula	Las válvulas que sean normalmente cerradas	III	D	III	E	BJQ
			d) Fuga de monofluido de servicio hacia reactor	Consecuencias operacionales y pérdida de batch	Nivel continuo en tanque expansión aceite térmico con enclavamiento de muy bajo nivel	Realizar pruebas de estanqueidad	III	D	III	E	UTIFA

Elaboración del análisis de riesgos mediante la metodología HAZOP de una instalación de hidrogenación

18	1.2-K3&T	Más temperatura en hidrogenador	a) Fallo sistema de control	Consecuencias operacionales y de calidad de producto			III	D	III	D	
			b) Error humano introduciendo consigna	Consecuencias operacionales y de calidad de producto			III	D	III	D	
			c) Fuga de monofluido de servicio hacia reactor	Consecuencias operacionales y pérdida de batch	Nivel continuo en tanque expansión aceite térmico con enclavamiento de muy bajo nivel	Realizar pruebas de estanqueidad	III	D	III	E	UTIFA
Id	Ref.	Desviación	Causas	Consecuencias	Medidas de seguridad	Recomendaciones	S1	P1	S2	P2	Resp.
19	1.2-K2&L	Menos nivel en el hidrogenador	a) 1.1-K2&L								
			b) Vertido producto por toma muestra por error operativo	Generación de una atmósfera explosiva y posibles daños al operador por inhalación de vapores	Toma muestras con diseño seguro que evita la apertura simultánea de la doble válvula	Considerar elemento de mantenimiento crítico. Considerar liberar reactor de presión de hidrógeno y sustituirla por nitrógeno antes de usar toma muestra	II	D	II	E	UTIFA
20	1.2-K3&L	Más nivel en el hidrogenador	1.1-K3&L								
21	1.2-K3&Fd	Más disolvente en el hidrogenador	a) Error en el sistema de control de cargas	Consecuencias operacionales y calidad de producto			IV	D	IV	D	
			b) Error operacional	Consecuencias operacionales y calidad de producto			IV	D	IV	D	

Elaboración del análisis de riesgos mediante la metodología HAZOP de una instalación de hidrogenación

22	1.2-K2&Fd	Menos disolvente en el hidrogenador	a) Error en el sistema de control de cargas	Mayor concentración de producto y menor capacidad de enfriamiento por disminución de superficie de intercambio y aumento de viscosidad del producto	Sistema control de temperatura actuaría realizando un paro	Control operacional	III	E	III	F	UTIFA
			b) Error operacional	Posible aumento de temperatura de reacción			III	E	III	E	
23	1.2-K2&Fc	Menos catalizador en el hidrogenador	a) Error operacional	Consecuencias operacionales e imposibilidad de finalizar reacción			IV	C	IV	C	
Id	Ref.	Desviación	Causas	Consecuencias	Medidas de seguridad	Recomendaciones	S1	P1	S2	P2	Resp.
			b) Catalizador agotado	Consecuencias operacionales e imposibilidad de finalizar reacción			IV	C	IC	C	
24	1.2-K3&Fc	Más catalizador en el hidrogeno	Error operacional	Consecuencias operacionales			IV	V	IV	C	
25	1.2-K2&Un	Menos nitrógeno en el hidrogenador	a) Mala inertización (Proceso de inertización no realizado correctamente)	Posible presencia de oxígeno que podría implicar tener una atmósfera explosiva	Elementos presentes con certificación ATEX. Secuencia de inertización desde control	Instalar segunda sonda de presión para asegurar el proceso de inertización	III	D	III	E	BJQ
			b) Pérdida de	Posible presencia de		Medidas organizativas					

Elaboración del análisis de riesgos mediante la metodología HAZOP de una instalación de hidrogenación

			inertización por apertura de equipo	oxígeno que podría implicar tener una atmósfera explosiva	Elementos presentes con certificación ATEX	para evitar cualquier apertura de equipo con atmósfera explosiva presente	II	D	II	E	UTIFA
26	1.2-K1&Uelec	No hay energía eléctrica	Caída de la red	Paro de proceso de hidrogenación por paro agitador	Válvulas de acceso al reactor son normalmente cerradas	Alimentar cuadro de control con sistema de alimentación ininterrumpida	IV	B	IV	B	BJQ
27	1.2-K1&Un	No hay nitrógeno	Caída de servicio	Pérdida de inertización en línea de venteo y blowdown del hidrogenador con posibilidad de explosión en caso de presencia de fuente de ignición	Rotámetro con detector de bajo caudal en las líneas de nitrógeno de venteo y blowdown		III	E	III	E	
Id	Ref.	Desviación	Causas	Consecuencias	Medidas de seguridad	Recomendaciones	S1	P1	S2	P2	Resp.
28	1.2-K1&UAT	No hay agua de torre	Caída de servicio	Posible incremento de temperatura de reacción sin consecuencias de seguridad para los procesos analizados	Alarma de proceso por alta temperatura. Parada de emergencia de instalación. Disponibilidad de agua de chiller que podría actuar en substitución de agua de torre	Utilizar sondas de temperatura de camisa equipo como elementos de seguridad. Para cualquier nuevo proceso realzar estudio calorimétrico y replantear el HAZOP	IV	D	IV	E	BJQ / UTIFA
29	1.2-K1&UAC	No hay agua de chiller	Caída de servicio	Imposibilidad de enfriar temperatura de proceso con el tiempo deseado	Sonda de temperatura en reactor		IV	D	IV	D	
30	1.2-	No hay vapor	Caída de	Imposibilidad de	Sonda de temperatura		IV	D	IV	D	

Elaboración del análisis de riesgos mediante la metodología HAZOP de una instalación de hidrogenación

	K1&UV		servicio	continuar con el proceso	en reactor						
Nodo 1, estado operacional 3											
31	1.3-K3&P	Más presión en hidrogenador	a) Reactor no despresurizado después de reacción	Caudal de descarga superior al previsto (Presión diseño filtro: 6 bar > a presión de trabajo)	Sonda de presión en el hidrogenador que enclave con la descarga		IV	D	IV	D	
			b) Fuga de hidrógeno hacia el reactor	Caudal de descarga superior al previsto. En caso extremo la presión del filtro = 12 barg = 2Pdiseño, posible rotura de filtro	Sonda la presión en el hidrogenador que enclave con la descarga. Válvula de seguridad para proteger filtro	Conducir escape válvula seguridad a zona segura	III	E	III	E	BJQ
			c) Fuga de nitrógeno hacia el reactor	Caudal de descarga superior al previsto. En caso extremo la presión del filtro = 6 barg < 2Pdiseño	Sonda de presión en el hidrogenador que enclave con la descarga. Válvula de seguridad para proteger filtro	Conducir escape válvula seguridad a zona segura	IV	E	IV	E	BJQ
Id	Ref.	Desviación	Causas	Consecuencias	Medidas de seguridad	Recomendaciones	S1	P1	S2	P2	Resp.
			d) Escenario de explosión durante la descarga	Ver 1.2-K3&P d)							
32	1.3-K2&P	Menos presión en hidrogenador	Venteo obturado y fallo de nitrógeno	Imposibilidad de descarga de reactor por falta de presión en aspiración de bomba. No afectación a integridad de equipo			IV	E	IV	E	

Elaboración del análisis de riesgos mediante la metodología HAZOP de una instalación de hidrogenación

33	1.3-K3&T	Más temperatura en el hidrogenador	Error operacional	Posible cavitación de la bomba. Afectación al producto. Posible afectación al elemento filtrante, no a la carcasa	Sonda de temperatura en reactor enclavada con la descarga	Comprobar temperatura diseño elemento filtrante	III	E	III	E	UTIFA / BJQ
34	1.3-K2&T	Menos temperatura en el hidrogenador	Error operacional	Cristalización y precipitación de producto que implicaría la obturación del filtro. Imposibilidad de seguir con la descarga	Sonda de temperatura en reactor enclavada con la descarga		III	E	III	E	
35	1.2-K2&F	Menos caudal de descarga	a) Bloqueo parcial de la línea de descarga de líquido	Más tiempo de descarga			IV	D	IV	D	
			b) Fuga en la línea por válvula de purga	Salida de producto al exterior y generación de atmosfera explosiva	Tapón kamlock en las purgas		II	E	II	E	
Id	Ref.	Desviación	Causas	Consecuencias	Medidas de seguridad	Recomendaciones	S1	P1	S2	P2	Resp.
			c) Ver 1.3-K2&P	Más tiempo de descarga	Sonda de presión en el reactor		IV	E	IV	E	
			d) Válvula de seguridad mal cerrada	Salida de producto al exterior y generación de atmósfera explosiva	Escape válvula a lugar seguro	Mantenimiento preventivo de válvulas	III	D	III	E	UTIFA
36	1.3-K3&F	Más caudal de descarga	Ver: 1.3-K3&P								
			a) Bloqueo total			Conexiones de líneas de					

Elaboración del análisis de riesgos mediante la metodología HAZOP de una instalación de hidrogenación

37	1.3-K1&F	No hay caudal	de línea de descarga y/o el filtro por cristalización	Imposibilidad de realizar la descarga		proceso a filtro con bridas para facilitar el desmontaje. Considerar aislamiento o traceado de la instalación	III	C	III	C	BJQ
			b) 1.3-K2&P								
38	1.3-K2&L	Menos nivel en el hidrogenador	Ver: 1.3-K3&F								
39	1.3-K3&L	Más nivel en el hidrogenador	Ver: 1.3-K2&F								
40	1.3-K1&Un	No hay nitrógeno	Fallo de servicio	Imposibilidad de realizar la descarga			IV	E	IV	E	
41	1.3-K1&Uelec	No hay electricidad	Fallo de servicio	Paro de descarga. Posible enfriamiento y cristalización de producto en línea		Considerada aislamiento de la instalación	III	C	III	D	BJQ
42	1.3-K1&UV	No hay vapor	Fallo de servicio	Posible enfriamiento y cristalización de producto en línea. Paro de descarga	Aislamiento líneas descarga. Sonda de temperatura producto en el filtro	En caso de baja temperatura por pérdida de vapor, purgar la línea con barrido de nitrógeno	III	D	III	E	
Id	Ref.	Desviación	Causas	Consecuencias	Medidas de seguridad	Recomendaciones	S1	P1	S2	P2	Resp.
Nodo 1, estado operacional 4											
			a) Reactor no despresurizado después de ciclo de inertización	Imposibilidad de realizar la descarga	Doble válvula para carga	Control operacional. Antes de realizar la carga retirar la atmósfera de hidrógeno	III	D	III	E	UTIFA
					Doble válvula para						

Elaboración del análisis de riesgos mediante la metodología HAZOP de una instalación de hidrogenación

43	1.4-K3&P	Más presión en hidrogenador	b) Fuga de hidrógeno hacia el reactor	Imposibilidad de realizar la descarga	carga. Comprobación estanqueidad línea hidrógeno desde origen hasta final		III	D	III	D	
			c) Fuga de nitrógeno hacia el reactor	Imposibilidad de realizar la descarga	Doble válvula para carga		III	D	III	D	
			d) Escenario de explosión durante la carga	Ver 1.2-K3&P d)							
44	1.4-K5&Fc	Carga de catalizador incorrecto	Error operacional	No consecuencias para la seguridad			IV	D	IV	D	
45	1.4-K2&T	Menos temperatura en hidrogenador	Sin interés								
46	1.4-K3&T	Más temperatura en hidrogenador	Error operacional	Realizar una carga con una temperatura superior al flash point	Instalación ATEX e instalación inertizada		IV	D	IV	D	
47	1.4-K2&L	Menos nivel en hidrogenador	Sin interés								
48	1.4-K3&L	Menos nivel en hidrogenador	Sin interés								

Tabla 2.5.3.1. Matriz Hazop.

2.5.4 Explicación punto a punto de la tabla Hazop

En este apartado se detallará toda aquella información asociada a cada escenario propuesto en el Hazop. Mediante el uso de la referencia como identificador del escenario, se detalla el porqué de las medidas tomadas y cómo funcionan esas medidas, ya que el Hazop es una tabla donde se resume todo lo comentado en la reunión de manera que quede conciso y claro.

Además, se detallarán comentarios y recomendaciones razonadas posteriormente por el departamento de ingeniería y que no fueron comentadas en el Hazop, como complemento a aquellas mencionadas por el grupo.

Cabe comentar que muchos aspectos relativos a la seguridad relacionados con el lazo de control, no se comentaron en la reunión debido a que pertenecen a la secuencia lógica de trabajo que será programada por el departamento de Ingeniería. Mediante un SCADA de la marca comercial Honeywell®, se programarán todos los enclavamientos y secuencias necesarios.

Por último, es interesante comentar que con la ayuda de la sección de producción, será posible reprogramar y actualizar las secuencias en Honeywell®, adaptando el proceso a las necesidades de producción, ya que pueden ir variando a lo largo del tiempo o incluso requerir la modificaciones de algunas seguridades o enclavamientos.

1.1-K2&P

El escenario de menos presión, asumiendo menos presión como presión negativa respecto la atmosférica, es un escenario imposible en la instalación debido a la inexistencia de bombas de vacío. Se decidió inertizar mediante barrido de nitrógeno para evitar hacer ciclos de vacío mediante bombas, ya que esta metodología no garantiza que no entrará aire durante el proceso.

No se han valorado consecuencias ni medidas de seguridad, ya que el grupo decidió asumir que esta desviación no puede suceder.

1.1-K3&P

1.1-K3&P.a

Una presurización inesperada en el reactor durante la carga podría crear un flujo inverso del fluido adicionado. En caso de carga de nitrógeno o hidrógeno, únicamente existiría la imposibilidad de añadir el gas hacia el reactor o simplemente se produciría un caudal menor de adición. En el caso de adición de líquidos, si la presión interna del reactor fuera mayor que la que da la bomba en el origen de la línea, será posible enviar el líquido mediante la presión de nitrógeno hacia su origen.

Para evitar estas situaciones, se propuso realizar un lazo de control mediante el cual si el transmisor de presión del reactor detecta presión positiva, impedirá la apertura de las electroválvulas de adición de disolventes. Otra medida fue duplicar mediante un sistema redundante los transmisores de presión.

Gracias a estas dos recomendaciones se reduce la probabilidad de sufrir esta desviación. Por último, se propuso instalar válvulas antirretorno en las líneas de adición para reducir la severidad de la desviación, pero el equipo decidió no considerar una válvula antirretorno como medida de seguridad debido a la experiencia en otras líneas.

En el caso específico de tener sobrepresión en el reactor durante la carga de catalizador mediante la tolva de carga, se observaría que el catalizador no llegaría a introducirse en el reactor debido al obstáculo que la excesiva presión representaría. Para ello, se decidió realizar la descarga mediante la presurización de la tolva con nitrógeno, para mantener una atmosfera inerte.

1.1-K3&P.b

Al igual que en el punto 1.1-K3&P.a, se podría producir un flujo inverso hacia las líneas de entrada de disolventes, con la diferencia de que al tratarse de hidrógeno, podría existir el riesgo de explosión de las líneas. Si la presión de hidrógeno en el interior del hidrogenador causada por la fuga es mayor que la presión que dan las bombas de adición de disolvente, se produciría un flujo inverso.

Como medidas de seguridad y recomendaciones se contemplan las mismas que para el escenario anterior, siendo la probabilidad y la severidad iguales para ambos escenarios.

1.1-K3&P.c

Si durante la carga al reactor, éste se encuentra presurizado debido a una mala despresurización después del barrido de nitrógeno o por culpa de una fuga en la línea de nitrógeno, las consecuencias son posible contraflujo en las líneas con impedimento de realizar la carga, pero sin generar atmósfera explosiva.

1.1-K3&P.d

Si la presión alcanzada por la explosión dentro del reactor fuera superior a la que proporcionan las bombas de adición, se tendrían las mismas consecuencias que en los apartados anteriores.

En todos los casos de carga al reactor, ésta se realiza con el venteo abierto y con la línea de venteo bajo flujo constante de nitrógeno para mantener la inertización. Las consecuencias de una explosión de hidrógeno durante la operación se verán reflejadas más adelante como estudio exclusivo de este caso.

1.1-K1&F

1.1-k1&F.a

Este escenario hace referencia a la apertura automática de las válvulas de las líneas de adición de disolventes para realizar la carga. Si la línea queda obstruida, puede darse el caso de no cargar nada haciendo creer al sistema que sí lo ha hecho, por lo que podría seguir el proceso de hidrogenación sin tener disolvente en el reactor, produciéndose un fallo operacional.

Como alternativa, se configurará el esquema de control de tal manera cuando el radar indicador de nivel, durante la etapa de carga no detecte aumento de nivel en un periodo de X segundos, proceda a cerrar las válvulas de adición y lleve el reactor a una configuración segura. Con esta medida de seguridad, no se reduce la probabilidad de que esto ocurra ni tampoco el error operacional que esta desviación conlleva, pero sí se evitan posibles consecuencias posteriores que puedan causar problemas durante el proceso.

1.1-k1&F.b

Por error humano durante la carga se entiende el posible fallo del operario durante el proceso de seleccionar envío de carga. Se trata de una desviación la cual puede inhibirse mediante la programación del sistema por recetas, donde los operarios únicamente tengan acceso a las modificaciones de cantidades de adición quedando seleccionados unos destinos predeterminados para realizar la carga, en el momento de iniciar el proceso.

En caso de producirse la desviación, las consecuencias serían únicamente a nivel operacional, debido a que los dos procesos utilizan alcohol como disolvente por lo que hay compatibilidad 100% entre los productos y los disolventes. En caso de confundir la adición de un producto con otro, únicamente perjudicaría a la producción por la posible pérdida del batch.

1.1-k1&F.c

Corresponde al escenario causado por la desviación de otra variable. Una de las causas de no tener caudal podría ser el hecho de tener “más presión en el hidrogenador”, siendo de esta manera las consecuencias, severidades y probabilidades iguales al punto 1.1-K3&P.

1.1-K2&F

1.1-K2&F.a

Un bloqueo parcial de la línea únicamente causaría problemas operacionales, necesitando una mayor presión de envío desde las bombas de origen de las líneas. Se trata de una desviación con consecuencias insignificantes.

Según la metodología de trabajo de Utifa, una vez en marcha la instalación de hidrogenación se establecerán unas pautas de mantenimiento preventivo para evitar posibles situaciones como esta, que pese a no tener efectos sobre personas o medioambiente, entorpecen la producción.

1.1-K2&F.b

Debido a que se trata de un producto inflamable por su alto contenido en disolvente e hidrógeno, cualquier fuga en las líneas podría ser fatal. Como medida de seguridad se recomendó realizar

pruebas de estanqueidad antes de la puesta en marcha y actualizar el documento contra explosiones ATEX.

Gracias a la recomendación de BJQ, se ha decidido realizar lo que en Utifa denominan un TPM de la línea, “total productive maintenance”, tal y como se aplica en todo tipo de trasvases críticos en planta, antes de realizar cualquier adición o envío hacia/desde el hidrogenador. Este TPM consiste en garantizar la hermeticidad de la línea durante un tiempo determinado.

Antes de realizar el trasvase, se presuriza la línea por encima de la presión a la que se realizará el envío y se observa si existe caída de presión en la línea durante un tiempo establecido. Si el resultado es favorable, se despresuriza la línea y se procede a realizar la operación.

1.1-K3&F

Debido al control de cargas mediante el lazo entre el radar de nivel y las bombas de adición de origen, tener más o menos caudal durante una carga no afecta al procedimiento de ninguna manera. La parada de adición la determinará el nivel radar por lo que un aumento de caudal únicamente disminuirá el tiempo de carga, sin tener fallos operacionales.

Debido a la no existencia de consecuencias y al tratarse de una desviación bastante típica, se ha decidido no analizarla como desviación de estudio. Las posibles causas normales de una desviación en el caudal podrían ser las variaciones en la bomba de origen de adición, la cual cae fuera del alcance del estudio. Debido a las sustancias bombeadas, en Utifa uno de los principales problemas es el mantenimiento de la bombas, las cuales son las primeras en sufrir las consecuencias de los fallos operacionales.

Ante un fallo de bomba, el procedimiento a seguir es el desconectarla y repararla lo antes posible; pero si la intervención durase más tiempo del necesario, se procede a sustituir la bomba de manera provisional por otra. De esta manera, la variación de caudales en las líneas es frecuente en estas instalaciones.

1.1-K4&F

La situación de caudal inverso durante la carga ya se contempla en el punto 1.1-K3&P.

1.1-K2&T

La desviación asociada a la poca temperatura en el reactor durante la carga, no fue contemplada por el equipo Hazop durante la sesión debido a la ausencia de consecuencias. Las líneas de descarga de producto son líneas traceadas, manteniendo la temperatura de la línea por encima del vapor al cual solidifica el producto final. Los disolventes añadidos durante la carga y el catalizador no tienen restricción mínima de temperatura.

Si esta desviación ocurriera durante la reacción, punto comentado más adelante, sí que existirían consecuencias.

1.1-K3&T

1.1-K3&T.a

El hecho de tener temperatura en el reactor durante la carga no conlleva a una situación de peligro debido a lo comentado en la tabla. Cabe añadir que para evitar situaciones como esta, las cuales no tienen consecuencias críticas pero pueden llevar a sustos operacionales o, en algún caso, a degradaciones del producto, se enclavará la sonda de temperatura en el sistema de control de la manera que si el reactor se encuentra a una temperatura superior a x °C, no deje actuar sobre la acción de carga bloqueando las bombas de adición y las electroválvulas de entrada al reactor.

1.1-K3&T.b

La desviación asociada al aumento de temperatura por reacción exotérmica fue descartada por el equipo durante la realización del Hazop, debido a la prácticamente nula exotermia que genera la reacción.

Tanto la reacción de obtención del FAT-2 como la del CATIR requieren de un control constante de la temperatura mediante frío, ya que son productos termosensibles. Pese a la exotermia que sufren, el control es únicamente por motivos operacionales, ya que si no hubiera refrigeración, la leve exotermia producida harían aumentar la temperatura del reactor 10-15°C simplemente.

1.1-K2&L

1.1-K2&L.a

En caso de tener pérdidas por la válvula de fondo implicando una disminución de nivel, las seguridades mencionadas en el Hazop corresponde a un enclavamiento en el lazo de control, mediante el cual si el nivel marcado por el radar disminuye durante el proceso de hidrogenación se bloquee la adición de disolventes mediante el cierre de las electroválvulas correspondiente.

Otro enclavamiento propuesto responde a la necesidad de que el sistema de control detecte la señal de final de carrera de las dos válvulas de descarga cerradas, para permitir la adición de disolventes al reactor.

1.1-K2&L.b

En caso de que el nivel radar fallara, conllevaría un fallo operacional debido a que las adiciones de disolvente en el reactor se determinan mediante el aumento de nivel detectado por el radar en el reactor. Únicamente conllevaría una desviación de las cantidades estequiométricas, por lo que el tiempo de hidrogenación cambiaría.

Desde el departamento de Ingeniería se ha pensado en configurar el lazo de control de tal manera que las adiciones de disolvente se calculen mediante lazo redundante. Esto se consigue haciendo una comparación entre el aumento de nivel detectado por el radar del reactor y la disminución de nivel detectada por la sonda situada en el depósito de origen desde donde se realice el envío.

1.1-K3&L

1.1-K3&L.a

Para evitar los aumentos inesperados de nivel de líquido en el reactor, se llevarán a cabo las mismas medidas de seguridad que las comentada en el punto 1.1-K2&L.b. Además, se instalará un nivel de máxima el cual actuará como sistema redundante del radar. En el momento en que el nivel de máxima, de contacto normalmente abierto, detecte líquido, enviará una señal digital al lazo de control el cual detendrá automáticamente las adiciones que se estén llevando a cabo.

1.1-K3&L.b

Por lo que respecta a la desviación debida al error humano durante la carga, se habló durante el estudio sobre instalar una doble confirmación por parte de dos operarios para la aceptación de envío de carga al reactor. El equipo decidió no instalar esa seguridad, ya que daría lugar a un entorpecimiento en la operación y a posibles falseos por parte de los operarios.

Posterior al Hazop, desde el departamento de ingeniería se ha decidido el poder vetar la cantidad seleccionada por parte del operario a la hora de realizar el envío. De tal manera que si el proceso de obtención del CATIR no necesita más de 1000L de disolvente, el operario no tenga opción de poder equivocarse y enviar 1500L sin confirmación por parte de Ingeniería.

1.1-K3&L.c

Las consecuencias relacionadas con esta desviación son similares a las nombradas en los puntos a y b, con la diferencia de que en caso de sobrellenado y rebosamiento de líquido en el reactor, en un caso se trata de agua y en el otro caso de disolución agua-alcohol. El entorno en el cual se desarrollaría el derrame es una zona ATEX, por lo que un derrame de agua-alcohol no conllevaría consecuencias críticas.

El nivel de máxima comentado en el punto anterior actuará como seguridad durante la adición de agua purificada, actuando sobre las electroválvulas de adición de la línea de agua purificada en caso de detectar nivel de máxima.

1.2-K2&P

1.2-K2&P.a

Para evitar la posible fuga del contenido gaseoso del reactor hacia el exterior, se decidió enclavar la sonda de detección de hidrógeno de la sala, al sistema de control. De esta forma, cuando el detector de hidrógeno detecte valores por encima de los establecidos, automáticamente el reactor será llevado a una posición segura en la cual se despresurizará mediante la apertura del venteo y se refrigerará mediante el baño térmico.

Para garantizar una mayor estanqueidad del sistema, Ingeniería recomendará que antes de cada proceso se realice un test de estanqueidad automático integrado a la secuencia seleccionada, de tal manera que sea obligatorio pasar por este TPM antes de realizar un nuevo proceso. Esta secuencia de “modo seguro” se relacionará también con un actuador estilo seta de emergencia, mediante el cual en cualquier momento el operario pueda forzar el sistema a detenerse si viera alguna alteración de variables o algo fuera de lo normal.

1.2-K2&P.b

Pudiera darse el caso de que los transmisores de presión dieran una lectura errónea de la presión interior del equipo. Para evitar situaciones como estas, las cuales pueden hacer que el proceso de hidrogenación se quede a la mitad debido al agotamiento de los botellones, se pensó en monitorizar la presión de las botellas. Al tener un registro de la presión de las botellas de hidrógeno en todo momento y estar el mismo integrado al sistema general de control, se pueden realizar constantes comparaciones lógicas entre la presión de las botellas y el hidrogenador. De esta manera es posible prever una disminución inesperada en la presión del reactor debido a la falta de hidrógeno.

1.2-K2&P.c

Las recomendaciones son exactamente las mismas que para el punto anterior. Se trata de una ampliación de instrumental sobre la etapa de diseño por lo que es responsabilidad de BJQ el asignar la instrumentación necesaria para la motorización de los botellones. La responsabilidad del departamento de ingeniería recae sobre la configuración de los sensores instalados en los botellones, adecuándolos en todo momento a las condiciones de producción.

1.2-K2&P.d

La reducción de presión en el hidrogenador debido a la apertura del venteo conlleva una emisión hacia el scrubber de hidrógeno.

Para reducir el riesgo de explosión en la línea de venteo, ésta estará sometida a un flujo continuo de nitrógeno que garantizará la inertización de la línea.

1.2-K2&P.e

Por lo que al depósito blowdown respecta, éste será inertizado continuamente, al igual que la línea de venteo; además contará con un apagallamas para evitar el retroceso de cualquier posible fuego ocasionado en el depósito blowdown hacia la línea del disco de ruptura.

Para evitar posibles aperturas indeseadas de la válvula de seguridad y las consecuentes emisiones de hidrógeno hacia el blowdown, se establecerá una revisión periódica de las válvulas de seguridad tal y como se establece en los criterios de mantenimiento preventivo en Utifa.

Pese a establecer un control preventivo de las válvulas de seguridad, durante el desarrollo del Hazop se vio que esta actuación no reducirá la severidad de las consecuencias pero si la probabilidad de que esta desviación ocurra.

1.2-K3&P

1.2-K3&P.a

Bajo el posible caso de fallo en el sistema de control, pudiendo darse el caso de un aumento de la presión debido a la no apertura del venteo cuando sea necesario o a la no detención de la entrada de hidrógeno en el reactor, durante el Hazop se vio que éste no era un escenario crítico. La presión de diseño del equipo es mucho mayor que la de proceso, por lo que un aumento de presión no sería problema para el equipo.

Durante el desarrollo del Hazop, el departamento de producción aseguró la inexistencia de runaway en la reacción de hidrogenación del FAT y del CATIR, por lo que la probabilidad del aumento de presión debido a una reacción incontrolada es nula.

Como ya se comentó anteriormente, la doble sonda de presión establecida en el hidrogenador proporcionará una redundancia al equipo reduciendo la probabilidad del escenario de aumento de presión durante la reacción debido a un fallo del sistema de control.

1.2-K3&P.b

Para reducir la probabilidad del aumento de presión en el reactor debido al error humano al introducir la consigna, se decidió vetar la consigna de presión. Mediante la programación del lazo de control se procederá, según el proceso de producción, a limitar la selección de presión de hidrógeno. De esta manera prácticamente se descarta el escenario de aumento de presión por error humano.

1.2-K3&P.c

Ante esta situación se decidió comentar la posible desviación, pese a ser un escenario prácticamente imposible de suceder. A nivel productivo, no hay posibilidad de obtener una presión superior a la presión de diseño del hidrogenador.

La sección de Producción comentó la obtención de CO₂ durante el proceso, desconociendo la cantidad obtenida por reacción. Quedó pendiente de estudio por parte de producción la cuantificación de la cantidad de CO₂; pese a ello, dicha sección argumentó, basándose en experiencias previas, que se trataba de un aumento de presión despreciable durante el proceso.

1.2-K3&P.d

Bajo el escenario de explosión del hidrogenador durante el proceso, se estudió la posibilidad de superar el doble de la presión de diseño de éste. Para el análisis del Hazop, se asumió que durante el proceso de reacción el reactor estaría herméticamente cerrado, de manera que toda la presión acumulada en caso de explosión quedaría confinada en el reactor. Para proteger el equipo, el reactor consta de un disco de rotura tarado a una presión inferior a la presión de rotura del equipo.

Posteriormente al Hazop, se comentó con BJQ Ingenieros el hecho de eliminar la reducción existente en el diseño de la línea hacia el disco de ruptura. La reducción de DN100 a DN50 es en este caso contraproducente, ya que pese a reducir costes en el instrumental instalado en la línea, es preferible aliviar la presión del hidrogenador por una tubuladura cuanto mayor mejor.

Es interesante añadir el siguiente razonamiento acerca de este escenario: en caso de explosión durante el proceso de reacción, el reactor no se encuentra estanco, debido a la comunicación con la línea que le aporta hidrógeno que se encuentra abierta durante la reacción. En este caso y de

conseguir una presión debido a la explosión en el reactor mayor a la de la línea de aporte de hidrógeno, se podría sufrir un flujo inverso con peligro de explosión en la línea de hidrógeno. Pese a darse esta situación, el hidrógeno contenido en la línea se comprimiría hasta alcanzar la presión de empuje proporcionada por el reactor hacia la línea; y tratándose de una línea sin fugas ni entradas de aire y con válvulas actuadas con nitrógeno, desde el departamento de Ingeniería se ha llegado a la conclusión de que no aportaría una situación de peligro añadida al escenario de estudio.

Complementando lo comentado, posteriormente se adjunta un punto exclusivo donde se estudian mediante una simulación, los niveles de isorriesgo y consecuencias relacionadas a un escenario de explosión.

Por último, para evitar situaciones como esta, se inhibirán todas las posibles fuentes de ignición mediante elementos adjuntos al hidrogenador con certificación ATEX. En Utifa Lliçà, a todos los elementos pertenecientes a una planta de proceso o de paso por la planta se les requiere la certificación ATEX.

1.2-K3&P.e

Al ser la presión de la línea de hidrógeno manoreducida desde 12 barg hasta 4 barg, en el supuesto caso de rotura de manoreductor, se estaría alimentando el reactor a una presión de hidrógeno de 12 barg. Pese a estar por debajo de la presión de rotura del equipo, por tal de evitar aperturas de venteo que llenarían la línea de hidrógeno, se instalará un válvula neumática, enclavada a la presión del interior del reactor mediante el indicador de presión de éste, en la línea de hidrógeno.

Este enclavamiento actuará de tal manera que si detecta una presión mayor a 4 barg, presión a la cual debería entrar el hidrógeno al reactor, cierre la entrada de hidrógeno hacia éste. De esta manera entiende que puede haber fallado el manoreductor de la línea de hidrógeno y evita continuar con la reacción en un rango de presiones fuera de metódica.

1.2-K1&F

La reacción de hidrogenación, tal y como comentó Producción, conlleva una reacción secundaria inevitable de formación de CO₂. Esta reacción se ve favorecida si el compuesto de reacción se encuentra en las condiciones de temperatura de reacción y agitación pero en ausencia de hidrógeno. De esta manera, en caso de no haber caudal de hidrógeno podría producirse un aumento de presión

de CO₂ sin consecuencia alguna debido a las purgas de alivio del reactor producidas mediante el venteo gracias al lazo de control entre PIAH001 y PCV006/HV029.

Pese a la seguridad establecida por el lazo, el equipo de producción aseguró durante el desarrollo del Hazop que sería prácticamente imposible obtener una presión mayor a la de trabajo únicamente por producción de CO₂. Por ello queda pendiente por sus partes el realizar un estudio de cuantificar la producción de CO₂ en diferentes condiciones de trabajo.

1.2-K2&F

1.2-K2&F.a

Caso prácticamente igual al punto 1.2-K1&F pero con el consiguiente alivio de presión mediante apertura del venteo retardado, debido a la menor producción de CO₂.

1.2-K2&F.b

El agitador del reactor hidrogenador es un elemento crítico en cuanto al proceso de hidrogenación. Al tratarse de un agitador especial, el cual produce una turbulencia que facilita la disolución del hidrógeno en el medio de reacción, su paro produciría un paro casi inmediato de la reacción, por lo que el hidrógeno aportado no se disolvería en el medio y no reaccionaría con el reactivo.

Puede tratarse de una mera consecuencia operacional, pero la no disolución del hidrógeno implica que éste se mantiene en estado gas dentro del reactor aumentando así la presión del hidrogenador. Como medida de seguridad se decidió instalar una alarma de paro del agitador en lazo con el tacómetro de éste.

Esta desviación no implica grandes consecuencias operacionales debido a que si sucediera, la presión del hidrogenador aumentaría como máximo hasta la presión a la cual esté manoreducida la línea de hidrógeno a la entrada del hidrogenador. Pese a ello, es interesante conocer el estado del agitador, más cuando se trata de un elemento crítico limitante de la reacción.

1.2-K3&F

El caudal de hidrógeno dependerá del consumo de la reacción y por consiguiente de la cantidad de hidrógeno que se mantenga en el reactor en forma gas durante el proceso de reacción, presión.

Un consumo de hidrógeno mayor del esperado puede generarse debido a la no estanqueidad del equipo, por lo que las causas y sus respectivas consecuencias pueden ser las debidas a las desviación, 1.2-K2&P.a, 1.2-K2&P.d y 1.2-K2&P.e, anteriormente comentadas.

1.2-K4&F

Pese a contar con una válvula de retención y una sonda de presión en la instalación de hidrógeno proporcionada por Linde, desde el departamento de Ingeniería propusimos en el Hazop la monitorización de la presión de la línea de hidrógeno.

Mediante esta monitorización llevada a cabo por la PT001 es posible enclavar las medidas de presión continuas de la línea de hidrógeno a su inicio a 12 barg, de tal manera que si ésta se encuentra por debajo de una presión dada, cierre las válvulas de entrada de hidrógeno al reactor dando aviso por pantalla de fallo de hidrogenación por tal de evitar el contraflujo.

BJQ se encargará de introducirlo al lazo de control haciendo que se reduzca de manera considerable la probabilidad de suceso de esta desviación.

1.2-K2&T

1.2-K2&T.a

Esta desviación únicamente implica fallos operacionales debido a la solidificación del producto por debajo de 20°C. Al tratarse de una posible pérdida del lote, desde el departamento de Ingeniería y posterior al Hazop, se decidió el instalar una alarma enclavada a la sonda de temperatura TT003.

Si la sonda de temperatura envía señal de una temperatura menor que 25°C, automáticamente sonará una alarma y dará un mensaje a la pantalla situada en campo, dando así aviso al operario de planta que ha ocurrido un fallo en el control de la temperatura.

1.2-K2&T.b

Las consecuencias ante esta desviación son iguales a las de la desviación 1.2-K2&T.a, posibles problemas operacionales. La medida de seguridad comentada para el punto anterior es aplicable ante esta desviación.

1.2-K2&T.c

Debido a que el loop de agua purificada ha de estar continuamente en movimiento, en este punto se valora la desviación de pérdida y consecuente entrada de agua purificada desde la línea del loop al reactor.

La entrada de agua purificada de manera indeseada podría llevar a la pérdida del lote debido a la posible alteración de las propiedades fisicoquímicas del lecho de reacción, variando su temperatura de proceso, viscosidad, pH, conductividad, etc. Para evitar en la medida de lo posible el desarrollo de este escenario se contempló el hecho de instalar doubles válvulas y que éstas a su vez fueran normalmente cerradas.

De esta manera, se redujo la probabilidad de que fugue agua hacia el reactor, evitando la introducción incontrolada de agua purificada en caso de que hubiera un fallo eléctrico o caída de los servidores de control, mediante las válvulas normalmente cerradas. Se trata de una configuración en la cual ante el fallo de aire o corriente de la electroválvula, ésta volverá o permanecerá en posición cerrada.

1.2-K2&T.d

La fuga de aceite desde la camisa del reactor hacia el lecho del reactor conllevaría una pérdida de lote incondicional debido al carácter contaminante del aceite térmico. Por causa del paso del tiempo y el uso de multiproductos para la refrigeración de los reactores, Utifa sufre de graves problemas con la corrosión en las camisas de éstos.

Para poder controlar las posibles fugas del circuito de aceite térmico, éste será controlado mediante radar de nivel continuo en el depósito de expansión. A este radar se le enclavará una secuencia de cierre de válvulas y paro de bomba del circuito de aceite térmico en caso de llegar a un nivel de mínima establecido.

Esta medida de seguridad garantiza el conocimiento de fugas en el circuito de aceite térmico una vez pasado un punto. Es por eso que durante el desarrollo del Hazop se decidió que sería conveniente realizar pruebas de estanqueidad periódicas en la línea y camisa del reactor por tal de reducir la probabilidad del suceso.

1.2-K3&T

1.2-K2&T.a

Debido a la evaporación del disolvente medio de reacción, alcohol, y a la degradabilidad del producto bajo temperaturas extremas, un aumento de la temperatura podría acarrear fallos operacionales e incluso la pérdida del lote.

1.2-K2&T.b

Debido a que las consecuencias de un aumento de temperatura por error en consigna son exactamente iguales a las del punto 1.2-K2&T.a, desde el departamento de Ingeniería se ha decidido vetar la consigna de temperatura por lo alto en un valor el cual determinará Producción. Aun manteniendo la libertad del operario para el cambio de temperatura en consigna durante la reacción debido a la necesidad de producción, se reducirá la posibilidad de error introduciendo valores ilógicos para el proceso de reacción.

1.2-K2&T.c

Las causas y consecuencias de esta desviación son exactamente iguales a las del punto 1.2-K2&T.d, a diferencia de que en este caso, la fuga de aceite térmico es durante el proceso de enfriamiento por lo que implicará una disminución de la temperatura del producto de reacción.

1.2-K2&L

1.2-K2&L.a

En esta desviación, las causas y consecuencias podrían ser exactamente iguales a las del punto 1.1-K2&L.

1.2-K2&L.b

Este escenario corresponde al fallo de la válvula tomamuestras o bien al error operativo durante la manipulación de ésta. Durante el proceso de reacción los operarios toman varias muestras del contenido del reactor mediante una válvula tomamuestras de fondo.

La consecuencia principal sería la posible formación de charco de producto con vaporización del disolvente, alcohol. Cuando realizan la toma de muestras previamente han despresurizado el reactor, por lo que no se contempla la fuga a presión por esta válvula.

La medida de seguridad corresponde a la instalación de una válvula tomamuestras de doble asiento. Esta válvula fue enseñada al departamento de Ingeniería en una visita a los colegas de Medichem, los cuales contaban con una de ellas en su reactor hidrogenador. Mediante un sistema de doble válvula, se llena un capilar con el líquido a muestrear; el mecanismo impide de una forma mecánica la simultaneidad de apertura de las dos válvulas, por lo que garantiza la inexistencia de comunicación directa entre el interior del reactor y el exterior.

Como recomendación y basado en la experiencia de Utifa acerca de válvulas de seguridad, se consideró este instrumento como elemento crítico, por lo que se establecerá un mantenimiento preventivo para evitar que ocurra este escenario.

1.2-K3&L

Las causas y consecuencias que puedan llevar a un aumento de nivel durante el proceso de reacción son las mismas que durante el proceso de carga, 1.1-K3&L, ya que la reacción de hidrogenación no conlleva un aumento de volumen respecto al inicial.

1.2-K3&d

1.2-K3&d.a

Un error en el sistema de control de cargas, tal como un fallo del caudalímetro o el radar de nivel, puede llevar a una carga de disolvente superior a la establecida. Esta desviación aporta posibles fallos operacionales sin grandes consecuencias debido a que en las reacciones de hidrogenación el disolvente actúa como medio de reacción sin intervenir en ella.

1.2-K3&d.b

Un fallo a la hora de introducir la cantidad de disolvente en Honeywell provocaría una adición de disolvente mayor a la establecida. Las consecuencias serían las mismas que las del punto 1.2-K3&d.a.

Una opción propuesta desde el departamento de Ingeniería es limitar mediante un valor máximo la cantidad de adición de disolvente, configurando la secuencia de recargas durante la reacción de tal manera que el programa realice una comparativa entre el nivel actual en el reactor y la cantidad escogida a recargar y bloquee la secuencia en caso de que el global de superior a la capacidad de proceso del reactor.

1.2-K2&Fd

1.2-K2&Fd.a

Debido al aumento de viscosidad inmediato del producto en caso de no estar disuelto en el medio disolvente, una reducción de éste provocaría conllevaría a una mala agitación y una mala transferencia de calor. La falta de homogeneidad en el producto puede crear incrementos de temperatura significativos entre la capa en contacto con la camisa y el lecho del producto.

Gracias a la existencia del sistema de control de temperatura, se iniciaría la secuencia de paro inmediato al detectar fluctuaciones en la temperatura del producto. Mediante un control operacional por parte del operario, verificando en cada paso la concordancia entre el aumento/disminución de volumen y el valor seleccionado, es posible conseguir reducir la probabilidad de que se dé este escenario.

1.2-K2&Fd.b

Las causas de una disminución del nivel de disolvente durante la reacción debido al error operativo por parte del operario, conllevan las mismas consecuencias que el punto 1.2-K2&Fd.a.

1.2-K2&Fc

1.2-K2&Fd.a

El escenario de catalizador insuficiente durante la reacción debido a la poca adición por parte del operario, únicamente conlleva la imposibilidad de acabar la reacción y la necesidad de una recarga de catalizador. Al no ser una situación de riesgo para el operario o para los equipos, no se ha establecido ninguna medida para evitarlo, ya que el control del estado del catalizador forma parte de la metodología de la reacción, por lo que no es un entorpecimiento.

Cabe comentar que la adición extra de catalizador durante la reacción debido al agotamiento de este no conlleva un aumento de costes debido a que en el proceso de filtración, se recupera y se reutiliza.

1.2-K2&Fd.b

Las consecuencias de un agotamiento del catalizador durante la reacción son las mismas que las detalladas en el punto 1.2-K2&Fd.a.

1.2-K3&Fc

Un exceso de catalizador durante la reacción puede conllevar errores operacionales debido al aumento de viscosidad que aporta al medio. Este aumento provocaría una mala transferencia de calor, una mala agitación con una consecuente reducción de disolución de hidrógeno en el medio.

La adición de catalizador se realiza de forma manual por lo que la precisión de la cantidad a añadir recae sobre el operario. Se trata de un punto de la reacción bastante cualitativo en el que se guían de las variables de proceso para saber si falta o no catalizador, por lo que es difícil definir un criterio o añadir un sistema de control que reduzca la probabilidad de suceso del escenario.

1.2-K2&Un

1.2-K2&Un.a

Un error durante el proceso de inertización del equipo podría causar una presencia no deseada de oxígeno en el interior del reactor. Con el proceso de inertización se reduce la cantidad de oxígeno por debajo de un valor establecido por tal de evitar una explosión no deseada.

La idea inicial era realizar la inertización mediante una bomba de vacío y posterior rotura del vacío mediante adición de nitrógeno, tal y como se realiza en todos los reactores de planta. Al tratarse de un reactor pequeño, y para evitar bombas de vacío y su mantenimiento, éste será el primer reactor que se inerte mediante barrido de nitrógeno, ya que conlleva un bajo consumo.

Para evitar malas inertizaciones se programará desde Honeywell el proceso de inertización, creando una secuencia de apertura y cierre de válvulas que garanticen la inertización del equipo mediante un buen barrido de nitrógeno. Como segunda medida de seguridad ante una mala inertización, los elementos tales como indicadores de presión, radar, niveles de máxima/mínima y caudalímetros han de contar con certificación ATEX.

1.2-K2&Un.b

Pese a la existencia de presión positiva respecto a la atmosférica en el reactor, la apertura de la boca de hombre conllevaría una posible mezcla de oxígeno e hidrógeno, pudiendo dar así un desafortunado escenario de explosión.

Mediante medidas organizativas se puede reducir la probabilidad del suceso, estableciendo un protocolo de apertura de equipo en el cual se requiera la aprobación por parte de Ingeniería y Producción para la apertura de la boca hombre. Previo a la apertura se estudia la necesidad y las alternativas para evitar en la medida de lo posible abrir la boca de hombre del reactor.

Desde el departamento de Ingeniería se colocará un detector inductivo de apertura, el cual detecte si la tapa está abierta o se ha abierto y lleve el equipo a modo seguro. Se trata de un pequeño sensor con lazo de control sobre la secuencia de reacción.

1.2-K1&Uelec

En caso de fallo eléctrico y consiguiente parada del agitador, la reacción de agitación se detiene. Como medida de seguridad, las válvulas de acceso al reactor serán normalmente cerradas ya que si cayera el suministro eléctrico y el venteo quedase abierto, emitiríamos los gases del interior del reactor directamente al scrubber el cual estaría parado debido al fallo eléctrico.

Una manera eficaz de evitar el paro de la reacción ante una caída de tensión durante un tiempo, es alimentar el cuadro de control con un sistema de alimentación ininterrumpida S.A.I.

1.2-K1&Un

Debido a la pérdida de la corriente de inertización permanente en la línea de venteo hacia el scrubber, la ausencia de nitrógeno podría causar una atmósfera explosiva en dicha línea, para tener constancia de una posible pérdida de inertización se colocarán rotámetros con alarma de bajo caudal para las líneas de alimentación de nitrógeno hacia el venteo a scrubber.

Esta medida de seguridad no reduce consecuencias ni probabilidad de fallo pero disminuye el tiempo de reconocimiento y actuación por parte de los operarios y/o ingeniería.

1.2-K1&UAT

Debido a la leve exotermia comentada anteriormente, la caída de suministro de agua de torre para la refrigeración de la reacción no conllevaría un aumento descontrolado de la temperatura.

Como medidas de seguridad propuestas existe la ya comentada alarma de temperatura, la cual ante un incremento descontrolado de la temperatura lleva la instalación a modo seguro mediante la refrigeración forzada. El hecho de disponer de dos métodos de refrigeración, agua de torre y agua de chiller, aporta una doble seguridad al proceso de enfriamiento del reactor.

Pese a que actualmente el reactor ha sido concebido para la hidrogenación de dos procesos, se valora la posibilidad de ampliar producción a otros compuestos. Es por ello que durante la elaboración del Hazop se decidió crear un protocolo de estudio de calorimetría para toda nueva reacción de hidrogenación de producto nuevo que se pretenda llevar a cabo. Una vez realizado este estudio se replanteará el Hazop adaptándolo a las nuevas necesidades del proceso de producción.

1.2-K1&UAC

Pese a la ausencia de graves consecuencias ante la caída de agua de chiller en el proceso de refrigeración, se trata de un escenario que afecta a un servicio principal, ya que no puede ser sustituido por otro, al igual que el servicio de agua de torre durante la refrigeración del producto.

Por lo que al posible descontrol de la temperatura respecta, las consecuencias y medidas son las mismas que para el punto anterior.

1.2-K1&UV

El servicio de vapor durante la reacción es del todo prescindible debido a la leve exotermia de la reacción. El principal papel del vapor es para llevar el contenido del reactor a la temperatura de proceso al inicio de la reacción.

Es por ello que el escenario presentado durante la reacción, no conlleva unas consecuencias destacadas.

1.3-K3&P

1.3-K3&P.a

Debido a que el proceso de filtración se realiza a la presión que proporciona la bomba, tras un error en la despresurización del reactor previo al proceso de filtración, se enviará producto a filtrar a una presión superior a la deseada. Esta presión será igual a la presión de reacción, 3 barg, que pese a ser superior a la presión de filtración no aporta consecuencias destacadas al proceso de filtración.

La presión de diseño del filtro está por encima de la presión de envío en caso de producirse el escenario, por lo que únicamente afectaría a la velocidad de filtración, aumentándola. Como seguridad se decidió realizar un enclavamiento entre el transmisor de presión del reactor y la válvula de descarga de éste, de tal manera que si detecta presión impida la continuidad de la secuencia de filtración, bloqueando así la válvula de fondo del reactor.

1.3-K3&P.b

Aquí se estudia el peor de los escenarios correspondiente a la entrada de hidrógeno sin manoreducir, 12 barg, en el reactor durante el proceso de filtración.

Debido a que la presión de adición de hidrógeno en este caso sería de 12 barg, siendo mayor del doble de la presión de diseño del filtro, podría conllevar a una rotura del filtro y una situación de peligro. Como medidas de seguridad existentes hay la válvula de seguridad, la cual aliviaría de forma rápida la posible sobrepresión adquirida por el filtro.

Durante el análisis Hazop se valoró la necesidad de conducir el venteo de la válvula de seguridad del filtro hacia una zona segura, posible blowdown portátil.

1.3-K3&P.c

A diferencia del escenario anterior, un aumento de presión durante la descarga debido a una fuga de nitrógeno, no conllevaría la posible rotura del filtro. En el peor de los casos, suponiendo que el nitrógeno fugara a la presión de la línea de servicio, 6 barg, esta presión se encuentra por debajo del doble de la presión de diseño del filtro, por lo que no hay riesgo de ruptura del filtro.

Pese a ser este un escenario con consecuencias más leves que el anterior, las medidas de seguridad son las mismas.

1.3-K3&P.d

Para el escenario de explosión en el interior del hidrogenador durante el proceso de descarga, las medidas de seguridad son iguales al punto 1.2-K3&P.d.

1.3-K2&P.

Ante una obturación de la línea de venteo, la cual permanece abierta durante la descarga del reactor hacia el filtro, el aire no puede entrar al reactor y ocupar el volumen que ocupaba el líquido del interior, por lo que se genera un vacío en el interior del reactor.

Debido a la leve autoaspiración que tiene la bomba de filtración, el vacío conseguido no genera ningún tipo de daño al equipo. Las consecuencias son la imposibilidad de seguir filtrando producto, ya que la bomba cavitara al estar bombeando un fluido que se encuentra a una presión menor que la presión de autocebado de la bomba.

Al no conllevar consecuencias negativas y tratarse de una probabilidad relativamente baja, no se ha valorado ninguna medida de seguridad añadida a este escenario. El propio mantenimiento preventivo que se realiza en Utiya a los venteos y electroválvulas de venteos de los equipos garantiza una baja probabilidad de suceso.

Cabe destacar que durante la elaboración del Hazop, se decidió cambiar la operativa de descarga a filtro por lo que a la apertura de venteo respecta. La descarga del interior del reactor mediante la apertura del venteo, pese a estar previamente despresurizado el reactor, conlleva la entrada de oxígeno al lecho del producto. Para evitar introducir oxígeno a un producto de hidrogenación y

mantener una constante inertización del equipo, se decidió establecer la siguiente operativa para las descargas del hidrogenador.

Mediante el cierre de la válvula de venteo se procede a descargar el producto de reacción. Al empezar la descarga se genera una depresión en el interior del reactor que es compensada con breves pulsos de adición de nitrógeno durante dos segundos. Estas adiciones de nitrógeno se realizan mediante la misma tubuladura de adición para el barrido. Para garantizar una correcta compensación de presión, la electroválvula de adición de nitrógeno irá en lazo con el transmisor de presión del reactor, de tal manera que cada vez que detecte una disminución de la presión por debajo de la atmosférica, realice un pulso de inertización, con una histéresis establecida.

1.3-K3&T

El aumento de la temperatura del producto durante el proceso de filtración únicamente conlleva a posibles errores operacionales de afectación al producto. Al igual que con la presión, se decidió enclavar realizar un enclavamiento con la sonda de temperatura del reactor, situada en el fondo de éste, y la válvula de apertura de descarga por fondo. En caso de detectar una temperatura superior a la establecida, el lazo de control impedirá la apertura de la válvula.

Pese a que la degradación del producto se generaría antes que el posible daño al elemento filtrante en caso de un aumento de temperatura, se acordó como pendiente mirar la temperatura de diseño del elemento filtrante. Cabe decir que ante una degradación del producto por exceso de temperatura, los costes asociados a la rotura del elemento filtrante son 100% despreciables.

1.3-K2&T

Al igual que en el escenario anterior, las consecuencias de una disminución de la temperatura durante el proceso de filtración son meramente productivas, debido a la cristalización del producto.

Unas de las medidas tomadas será la calorifugación total de la línea de conexión entre la descarga del hidrogenador y el filtro.

Los equipos no se verían afectados ante este escenario debido a la reversibilidad de la viscosidad del producto una vez alcanza de nuevo la temperatura de reacción. Para evitar cualquier posible escenario de la bomba de descarga trabajando sobre producto cristalizado, se decidió enclavar la

sonda de temperatura del reactor con la válvula de descarga, al igual que para el escenario de más temperatura durante la descarga.

Cabe decir que un buen mantenimiento preventivo y unas buenas prácticas que aseguren la homogeneidad del producto que llega a las bombas, garantizan un largo funcionamiento de éstas y evitan posibles roturas en cierres mecánicos en el caso de ser centrífugas o en membranas en el caso de ser neumáticas.

1.3-K2&F

1.3-K2&F.a

Ante una situación de bloqueo parcial de la línea de descarga, el tiempo de filtración será mayor sin conllevar escenarios de peligro. Un posible inconveniente a destacar es la situación de funcionamiento de la bomba, la cual bombeará líquido sometido a una pérdida de carga por lo que la bomba podría cavitarse.

En el caso de verse obstruida la línea de descarga justo después de la bomba de filtración, ésta trabajará a una presión mayor a la cual está establecida, por lo que podría reducir el tiempo de vida útil de la bomba. Un buen mantenimiento preventivo del estado de las bombas y las líneas colindantes, garantiza una reducción de costes de materiales.

1.3-K2&F.b

Ante el alto riesgo de generación de atmósfera explosiva en caso de pérdida de producto por las válvulas de purga, se decidió establecerlas como válvulas normalmente tapadas con camlocks. Mediante esta simple medida de seguridad, se reduce la probabilidad de suceso del escenario pese a no reducirse sus consecuencias.

1.3-K2&F.c

Debido al escenario de menor caudal por la disminución de presión en el interior del reactor, las consecuencias son de carácter operacional debido al aumento del tiempo de filtración. Como medida de seguridad existente, el transmisor de presión del hidrogenador enclavará la válvula de

descarga de tal manera que si detecta una presión por debajo de la atmosférica, pare el proceso de filtración en señal de fallo en proceso de filtración.

1.3-K2&F.d

La mala estanqueidad de la válvula de seguridad puede generar fugas constantes a determinadas presiones causando así posibles escenarios de emisión de gases con atmósfera explosiva. Es por ello que durante la elaboración del Hazop, se estableció el diseño del montaje de la válvula de seguridad direccionada a un punto seguro, los más directamente posible sin forzar pérdidas de carga.

El mantenimiento preventivo de válvulas de seguridad establecido en Utifa dictamina la revisión de éstas una vez al año, reduciendo el tiempo en casos especiales. De esta manera, se estableció fijar un periodo de revisión de la válvula para reducir la probabilidad de desarrollo del escenario.

Desde el departamento de ingeniería hicimos la observación de que las válvulas de seguridad no deberían pintarse junto al reactor, debido a las capas de pintura seca que pueden obstruir la palanca de la válvula en una situación de necesidad de alivio de presión.

1.3-K3&F

El escenario correspondiente a más caudal de carga, cuenta con las mismas causas y consecuencias que las referentes al escenario con referencia 1.3-K3&P.

1.3-K1&F

1.3-K1&F.a

Al tratarse de un producto que solidifica por debajo de la temperatura de proceso, su enfriamiento durante la descarga podría obturar las líneas generando sobrepresiones, mal funcionamiento de la bomba de descarga, errores operacionales, degradación del producto y rotura de equipos.

Como medida de seguridad y para reducir la probabilidad de suceso del escenario, se tracearán las líneas de descarga mediante cable de resistencia, para mantener la línea temperada a la temperatura escogida y evitar la solidificación del producto.

Para facilitar el mantenimiento de la instalación, se decidió considerar la conexión correspondiente a la descarga del producto hacia filtro mediante carretes de líneas conectados por bridas. En caso de obturación de las líneas, es posible así desconectarla por tramos y mediante vapor o limpieza química, limpiar el producto solidificado en la línea.

1.3-K1&F.b

Las causas del desarrollo de este escenario se corresponden con el punto 1.3-K2&P comentado anteriormente.

1.3-K2&L

Las causas del desarrollo de este escenario se corresponden con el punto 1.3-K3&F comentado anteriormente.

1.3-K3&L

Las causas del desarrollo de este escenario se corresponden con el punto 1.3-K2&F comentado anteriormente.

1.3-K1&Un

Llegados a este escenario, durante la elaboración del Hazop se debatió el procedimiento de descarga hacia el filtro. Se planteó, para evitar escenarios como el actual, la posibilidad de descargar hacia el filtro con un poco de presión residual de hidrógeno del reactor.

Mediante la apertura del venteo, despresurizar los 3 barg de hidrógeno hasta una presión positiva establecida, suficiente para realizar la descarga del contenido. En caso de no ser suficiente esta presión, finalmente se abriría la entrada de nitrógeno mediante pulsos de dos segundos para aportar una presión positiva controlada y facilitar el final de la descarga.

Pese a pasar a ser la descarga del producto prácticamente independiente del suministro de nitrógeno, finalmente el equipo Hazop decidió cambiar la metodología planteada por diferentes motivos que repercuten a la seguridad de los trabajadores.

El problema de esta metodología de descarga es que el contenido del reactor arrastraría el poco contenido de hidrógeno hacia el filtro, tratándose entonces de una operación bajo una atmósfera no inerte, lo que conlleva un riesgo asociado a fugas y explosiones. Por lo que finalmente se decidió realizar la descarga mediante la despresurización completa de presión de hidrógeno por el venteo, posterior cierre de venteo y compensación de nitrógeno durante la descarga para evitar el vacío producido por la reducción de nivel en el interior.

La metodología finalmente aceptada por el equipo no propone soluciones al escenario en cuestión, pero sirvió para debatir la posible existencia de otro escenario, el cual podría haber sido más peligroso: “fuga de hidrógeno hacia el filtro durante la descarga”.

1.3-K1&Uelec

Bajo un escenario de fallo de electricidad a la instalación, toda la secuencia de descarga se anularía, cerrándose la electroválvula de descarga normalmente cerrada por motivos de seguridad y haciendo imposible continuar con la descarga.

Debido a la fácil cristalización del producto previamente comentada, se volvió a considerar la importancia del aislamiento de la instalación, tal y como se planteó en puntos anteriores.

Posterior al Hazop, desde el departamento de Ingeniería se valora la opción de alimentar la instalación o bien partes de ella mediante SAI. Estos SAI garantizarán un suministro constante de electricidad a los puntos más críticos de la instalación, como podría ser el traceado de las líneas para mantener la temperatura del producto, durante un tiempo necesario para rearmar el fallo eléctrico.

Mediante el uso de SAI, sistemas de alimentación ininterrumpida, no garantizamos una reducción de la probabilidad de suceso de escenario pero sí en cambio una reducción de sus consecuencias. Cabe decir que debido a la edad de la instalación eléctrica de la planta, siendo ésta todavía de 220V trifásica, la caída de suministro eléctrico está a la orden del día; es por esto que muchos equipos cuentan con un SAI, que mediante un buen mantenimiento pueden ser de muy gran ayuda ante un período corto de caída de red.

1.3-K1&UV

Debido a la ya comentada anteriormente cristalización del producto por pérdida de calor, la ausencia de vapor durante la descarga al filtro produciría el taponamiento de las líneas por cristalización. El proceso de filtración se realizará mediante un filtro centrífugo con camisa de descarga automática.

Para evitar la cristalización del producto dentro del filtro, se colocará una sonda de temperatura que indique en todo momento la temperatura en su interior y enclavada con la secuencia de descarga. Si la temperatura baja por debajo de lo establecido, detendrá la secuencia de descarga en modo seguro.

La secuencia automática de modo seguro corresponderá al paro inmediato de la bomba neumática de descarga, cierre de la electroválvula de fondo del reactor y apertura de las electroválvulas de soplado con nitrógeno de las líneas. De esta manera las líneas quedan libres de producto.

1.4-K3&P

1.4-K3&P.a

Ante el escenario de reactor presurizado durante la recarga de catalizador, se propusieron diferentes medidas de seguridad para reducir de manera significativa la probabilidad de suceso.

Una posible presión residual en el interior del reactor imposibilitaría la descarga de la tolva de catalizador, la cual se descarga mediante la presión positiva, aun por establecer, de nitrógeno aportado en su inertización. El diseño de la tolva cuenta con un sistema de doble válvula el cual permite realizar la carga sin comunicar directamente el interior de la tolva con el interior del reactor, de esta manera, en caso de tener presión positiva el reactor respecto la tolva, únicamente imposibilitaría la carga sin conllevar ningún otro riesgo asociado.

Para más seguridad, durante el desarrollo del Hazop se estableció la práctica de despresurizar e inertizar el reactor antes de cada recarga de catalizador. De esta manera, las condiciones durante la recarga de catalizador son bastante parecidas a las condiciones iniciales de carga de catalizador.

Si bien durante el proceso de inertización no se ha despresurizado correctamente el reactor, desde el departamento de ingeniería se propone colocar un dispositivo de bloqueo en la tapa de la tolva,

enclavado mediante el lazo de control con el transmisor de presión del hidrogenador, que no permita abrir la tapa de la tolva cuando haya presión en el mismo.

1.4-K3&P.b

Bajo el escenario de fuga de hidrógeno hacia el reactor, y pese a su baja probabilidad de suceso, se imposibilitaría la recarga de catalizador creando además una atmósfera explosiva indeseada en el interior del reactor, el cual debería estar inertizado para proceder a la recarga.

Aplicable a todo el proceso de hidrogenación y también a un posible mantenimiento preventivo de la línea, se decidió establecer un TPM en la línea de hidrógeno para comprobar su estanqueidad antes de su uso. Este TPM se realizará en toda la línea, de origen a fin, y servirá para descartar las posibles fugas desde la línea de hidrógeno a 12 barg, hacia el exterior de ella.

1.4-K3&P.c

Este escenario es similar al escenario anterior pero sin riesgo de atmósfera explosiva, únicamente conlleva errores operacionales. Las medidas de seguridad comentadas en el punto 1.4-K3&P.b son aplicables a este escenario.

1.4-K3&P.d

Bajo la posibilidad de una explosión confinada durante la carga de catalizador, las medidas de seguridad junto con las consecuencias y probabilidad de suceso de escenario son iguales a las comentadas en el punto 1.2K3&P.

1.4-K5&Fc

El escenario provocado por la carga de catalizador incorrecto en la tolva no conlleva consecuencias para la seguridad. Producción comentó durante el desarrollo del Hazop la no incompatibilidad entre catalizadores y reactivos utilizados en planta.

1.4-K2&T

No es de interés debido a la indiferencia entre el catalizador utilizado y la temperatura a la que se encuentre, sin llevar a temperaturas extremas. Las consecuencias de una baja temperatura del producto del interior del reactor ya fueron comentadas en puntos anteriores.

1.4-K3&T

El peligro asociado a realizar recargas a una alta temperatura es la posibilidad de que el interior del reactor se encuentre por encima de su flash point, pudiendo producir así una atmósfera explosiva debido al desprendimiento de hidrógeno. Por ello, como medida de seguridad existente, toda la planta de hidrogenación y sus instalaciones estarán categorizadas como ATEX mediante diferentes grados según su exposición a la posible atmósfera explosiva.

Estudiando este escenario desde el departamento de Ingeniería, se propone realizar el mismo control que con la presión del reactor durante la recarga de catalizador. Si la temperatura del interior del reactor, cual sea el factor, se encuentra por encima de la temperatura de proceso, que el sistema entienda la posibilidad de una continuidad inesperada de la reacción y enclave la apertura de la tolva para proceder a la descarga de catalizador.

1.4-K2&L

Un nivel menor al esperado durante la recarga de catalizador conllevaría una mayor concentración de catalizador en el reactor una vez realizada la recarga. Este escenario no conlleva ningún riesgo asociado debido a la inocuidad del catalizador al encontrarse en exceso. Por ello se trata de un escenario sin interés a nivel de seguridad.

1.4-K5&Fc

Lo comentado en el escenario 1.4-K2&L es aplicable a este escenario. La diferencia es que el catalizador se encontraría en menor concentración dentro del reactor una vez realizada la recarga, por lo que habría que proceder a introducir más catalizador del esperado. Sin consecuencias a nivel de seguridad.

2.5.5 Matriz de riesgo sin recomendaciones

En la siguiente tabla se puede observar de manera esquemática, el conjunto de escenarios estudiados en el Hazop, clasificados según su probabilidad de suceso y la magnitud de sus consecuencias. Se trata de una matriz de riesgo sin tener en cuenta las recomendaciones definidas en el Hazop.

PERFIL DE RIESGO					
Id.	Nivel	IV	III	II	I
		Insignificante	Bajo	Crítico	Catastrófico
A	Frecuente				
B	A menudo	26			
C	Ocasional	3A, 3B, 23, 24	37A, 41		
D	Improbable	8, 11B, 11C, 12A, 12B, 13, 14, 17A, 17B, 21, 28, 29, 30, 31A, 35A, 36A, 38A, 39A, 46.	10, 16, 17C, 17D, 18, 20, 25A, 35C, 39D, 42, 43A, 43B, 43C	2, 3C, 6, 11A, 11E, 15A, 15C, 19B, 25B	
E	Remoto	11D, 12C, 12E, 15B, 31C, 32, 35C, 36C, 37B, 38C, 39C, 40, 44	9, 12D, 19A, 22, 27, 31B, 31D, 33, 34, 36B, 36D, 38B, 38D, 43D	4, 35B, 39B	
F	Muy remoto				

Tabla 2.5.5.1. Matriz de riesgo sin recomendaciones

2.5.6 Matriz de riesgo con recomendaciones

A diferencia de la matriz de riesgo sin recomendaciones, en esta matriz de riesgo se clasifican los escenarios que han sufrido un cambio de categoría. En estos escenarios se ha producido una reducción en cuanto a probabilidad de suceso y/o magnitud de sus consecuencias, una vez valoradas las recomendaciones comentadas en el Hazop.

Borja López Sánchez – Proyecto final de carrera

Elaboración del análisis de riesgos mediante la metodología HAZOP de una instalación de hidrogenación

PERFIL DE RIESGO					
Id.	Nivel	IV	III	II	I
		Insignificante	Bajo	Crítico	Catastrófico
A	Frecuente				
B	A menudo	26			
C	Ocasional	3A, 3B, 23, 24			
D	Improbable	8, 13, 14, 17A, 21, 29, 30, 31A, 35A, 36A, 38A, 39A, 46.	18A, 18B, 37A, 41, 43A, 43B, 43C		
E	Remoto	11B, 11C, 11D, 12A, 12B, 12C, 12E, 15B, 28, 31C, 32, 35C, 36C, 37B, 38C, 39C, 40, 44	9, 10, 12D, 16, 19A, 20, 22B, 25A, 27, 31B, 31D, 33, 34, 35D, 36B, 36D, 38B, 38D, 39D, 42, 43D	2, 3C, 4A, 6, 11A, 11E, 15A, 15C, 19B, 25B, 35B, 39B	
F	Muy remoto		22A	4B	

Tabla 2.5.6.1. Matriz de riesgo con recomendaciones

2.5.7 Modelización de accidentes significativos.

En este apartado del proyecto se estudian las causas y efectos de algunos de los escenarios más peligrosos que pueden darse en una instalación en una planta química: escenario de explosión y escenario de fuga.

Debido a la complejidad del cálculo de estos escenarios, se ha dedicado un punto aparte en la tabla Hazop para determinar de una manera cuantitativa y no cualitativa cuáles serían sus consecuencias y así poder anticiparse a los efectos causados por las desviaciones que lleven al escenario.

2.5.7.1 Análisis de consecuencias. Fuga de hidrógeno.

En este apartado se valoran cuáles serían las consecuencias para el supuesto escenario de fuga de hidrógeno del reactor durante el proceso de hidrogenación. Asumiendo el reactor de 2400 litros con un volumen de trabajo de 1600 litros, quedan ocupados por presión de hidrógeno 800 litros del volumen del reactor.

Durante la reacción, el hidrógeno se encuentra a 4 barg ocupando un volumen de 0,8 m³ de hidrógeno gas en el interior del reactor. A estas condiciones de proceso, una explosión de este tipo

podría ser catastrófica, por eso es conveniente tener una aproximación de cuáles serían las consecuencias para los trabajadores de planta y para los equipos.

Mediante el programa de simulación ALOHA 5.4.4 ®, se ha realizado una simulación de cuáles serían los escenarios de sobrepresión y radiación a los que podría estar sometido un operario que se encuentra en planta en el momento del accidente.

El escenario corresponde a la fuga de hidrógeno durante la reacción de hidrogenación debido a un fallo de control, con una abertura de escape del hidrógeno de 2 cm, la cual puede corresponder a una línea del reactor abierta. Simulamos dos situaciones en las cuales el operario siempre se encuentra a 1.5 metros del reactor. En la primera situación, al minuto de iniciarse la fuga de hidrógeno, la nube formada explota debido a que encuentra una fuente de ignición y otra en la que se forma un jetfire, donde la fuga de hidrógeno encuentra una fuente de ignición desde el primer momento en que abandona el reactor.

Para el desarrollo de la simulación se ha tomado un día cualquiera de Setiembre durante el cambio de turno de mañana, a las 06:00 am, ya que la experiencia demuestra que durante el relevo es cuando más incidentes y descuidos ocurren.

Todos los datos proporcionados por Aloha, son plasmados en las siguientes tablas. En ellas se recoge la información más destacada por Aloha, mediante la cual se han realizado los cálculos para poder llevar a cabo la simulación.

2.5.7.1.1 Situación

La situación introducida en Aloha corresponde al municipio de Lliçà de Vall, el día y hora establecido, en un entorno similar al edificio de hidrogenación².

Localización:	LLIÇA DE VALL, ESPAÑA
Renovaciones de aire por hora en el edificio:	0.14 (Piso doble desprotegido)
Fecha:	Setiembre 30, 2014 06:00 horas ST

² En anexos se adjunta un plano de la situación del edificio de hidrogenación.

2.5.7.1.2 Datos químicos

Debido a la ausencia de otros gases reactivos en el interior del reactor durante la hidrogenación, se ha tenido en cuenta únicamente la presencia de hidrógeno.

Nombre químico: HIDROGENO	Peso molecular: 2.02 g/mol
PAC-1: 65000 ppm PAC-2: 230000 ppm PAC-3: 400000 ppm	
LEL: 40000 ppm UEL: 750000 ppm	
Punto de ebullición: -252.8° C	
Presión de vapor a temperatura ambiente: mayor que 1 atm	
Concentración de saturación en el ambiente: 1,000,000 ppm ó 100.0%	

2.5.7.1.3 Datos atmosféricos

Los datos atmosféricos han sido extraídos del “*Servei Meteorològic de Catalunya*”, estación automática XEMA. Son correspondientes a Parets del Vallès a día 30/09/2014.

Pese a la opción que permite ALOHA de introducción de valores atmosféricos mediante un dispositivo externo, los datos atmosféricos de esta simulación han sido introducidos a mano al programa.

Viento: 1 metro/segundo desde 83° tomado a 10 metros de altura.	
Rugosidad del terreno: campo abierto	Cobertura del cielo: 5/10
Temperatura del aire: 18.2° C	Clase de estabilidad: B
Sin altura de inversión	Humedad relativa: 85%

2.5.7.1.4 Explosión de la nube de gas.

Para el escenario de “explosión nube de gas”, se ha asumido que el hidrógeno contenido en el interior del reactor fuga de éste durante un minuto sin encontrar un punto de ignición. No es hasta pasado este tiempo que encuentra un punto de ignición, proporcionándole así a la nube de gas formada la energía suficiente para iniciar su combustión.

2.5.7.1.4.1 Intensidad de la fuente.

La información relacionada con el equipo y los datos de proceso ha sido lo más fiel posible a la realidad dentro de las limitaciones de opción que proporciona el programa. El reactor es asimilado a un tanque cilíndrico vertical.

En cuanto a la cantidad total de gas emitida, Aloha la restringe a una fuga de un minuto, calculando la masa de emisión por segundo y multiplicándola por 60.

Fuga desde un agujero en un tanque cilíndrico vertical.	
Compuesto químico inflamable escapando desde el tanque (no arde durante la fuga)	
Diámetro del tanque: 1.5 m	Longitud del tanque: 1.36 m
Volumen del tanque ocupado por el gas: 0.8 m ³	
El tanque contiene solo gas.	Temperatura interna: 18.2 °C
Masa del producto inflamable en el tanque: 0.81 Kg.	
Presión interna: 4 atmósferas	
Diámetro de la abertura circular: 2 centímetros	
Duración de la fuga: 1 minuto	
Promedio máximo del ratio emitido: 8.99 gramos/segundo	
Cantidad total emitida durante un minuto: 540 gramos	

2.5.7.1.4.2 Zona afectada

Para el cálculo de la zona afectada, Aloha realiza un gráfico de isopresiones donde indica la distancia en los ejes de coordenadas, la dirección del viento y tres zonas de isopresión en psi y en diferentes colores.

Para dibujar los contornos de isopresiones, Aloha permite escoger los 3 intervalos de presiones a representar. Para esta simulación, hemos dejado que Aloha escoja los 3 intervalos predefinidos, ya que corresponden a la destrucción de edificios, lesiones graves y rotura de cristales, según la base de datos de Aloha.

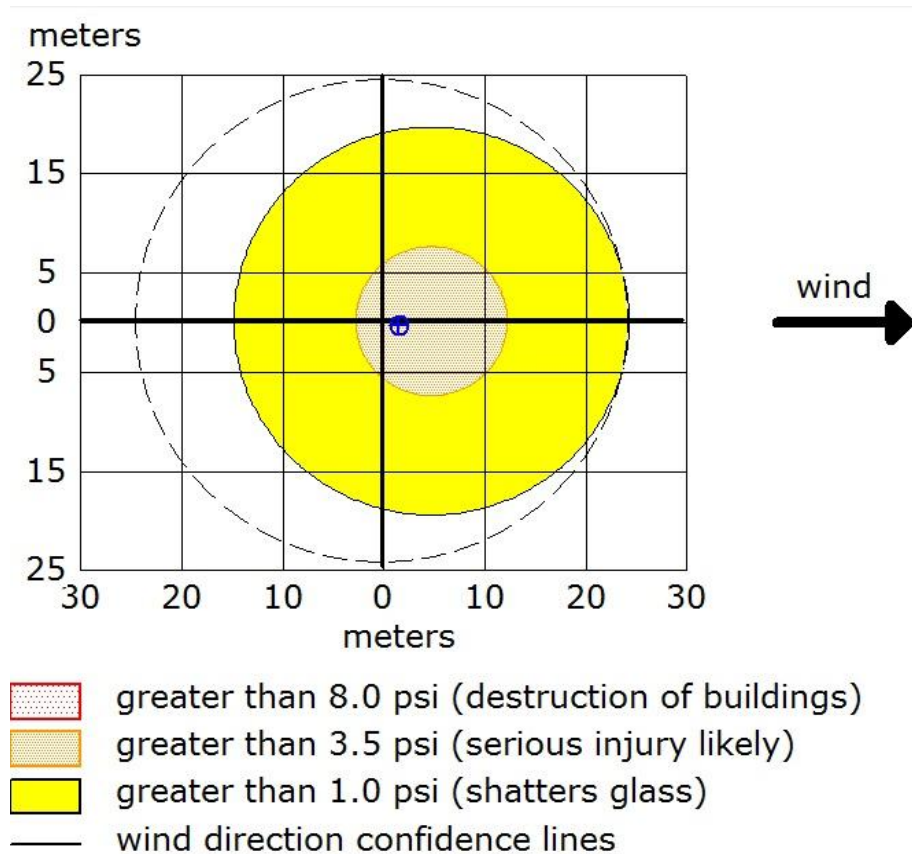
Cabe decir que pese a situarse el reactor en zona clasificada Atex, para la simulación se ha indicado que el gas encuentra un punto de ignición correspondiente a una chispa. La fuente de esta chispa podría generarla el mismo operario caminando cerca de la fuga.

Amenaza modelizada: Sobrepresión (fuerza de la explosión) de la nube de vapor
Tiempo de ignición: 1 minuto después del inicio de la fuga
Tipo de ignición: el gas encuentra una chispa o llama
Nivel de congestión del escenario: congestionado
Algoritmo utilizado: Modelo Gaussiano
Explosive mass at time of ignition: 59.0 grams
Rojo : Menos de 10 metros --- (552 mbar = destrucción de edificios)
Naranja: 12 metros --- (241 mbar = lesiones graves)
Amarillo: 24 metros --- (69 mbar = rotura de cristales)

Aloha permite realizar los cálculos de dispersión mediante dos algoritmos diferentes: modelo Gaussiano y modelo de gases pesados. También tiene la opción de permitir a Aloha utilizar el modelo más apropiado, tal y como se ha realizado en esta simulación.

2.5.7.1.4.3 Gráfica de Isopresiones en la zona afectada.

Mediante una gráfica circular se obtiene el resultado de los parámetros comentados anteriormente. Puede observarse cómo los efectos de la onda de sobrepresión son apreciables a 25 metros de distancia del foco de la fuga.



Gráfica 2.5.7.1.4.3.1. Isopresiones zona afectada.

2.5.7.1.4.4 Amenaza en un punto.

Mediante la introducción de las coordenadas, Aloha permite calcular la sobrepresión en un punto concreto del gráfico de isopresiones, especificando el pico de sobrepresión detectado en ese punto.

Para el cálculo de sobrepresión especificando un punto, se ha introducido un valor de coordenadas referente a 1.5 metros de distancia del reactor, simulando que se trata de la distancia a la que se encuentra un operario de planta.

Sobrepresión estimada en un punto:	
Oeste: 1.5 m	Norte: 0 m
Sobrepresión: 806 mbar	

2.5.7.1.5 Jet fire

Se denomina “Jet fire” al incendio de una fuga de un producto inflamable desde un recipiente a presión. El gas emitido por la fuga ya ha adquirido la energía mínima necesaria para quemar y mantiene la combustión, con una distancia de llama determinada por los límites mínimo y máximo de inflamabilidad.

El escenario dado de jetfire en caso de fuga de hidrógeno en la instalación, corresponde a la despresurización del reactor a través de un orificio de 2 cm de diámetro; a diferencia del escenario de nube de vapor, este hidrógeno reacciona con el oxígeno del aire en cuanto se encuentra dentro de sus límites de inflamabilidad.

Este escenario se centra en los efectos de la radiación producida por la combustión del hidrógeno sobre las personas. Al tratarse de una combustión continua y no de una explosión, no tiene sentido hablar de sobrepresión.

2.5.7.1.5.1 Intensidad de la fuente.

Fuga desde un agujero en un tanque cilíndrico vertical.	
El compuesto químico está ardiendo a medida que escapa del reactor	
Diámetro del tanque: 1.5 m	Longitud del tanque: 1.36 m
Volumen del tanque ocupado por el gas: 0.8 m ³	
El tanque contiene solo gas.	Temperatura interna: 18.2 °C
Masa del producto inflamable en el tanque: 0.81 Kg.	
Presión interna: 4 atmósferas	
Diámetro de la abertura circular: 2 centímetros	
Longitud de la llama: 1 m	Duración de la combustión: 1 min
Velocidad de combustión: 48.6 gramos/segundo	
Cantidad total emitida durante un minuto: 540 gramos	

2.5.7.1.5.2 Zona afectada

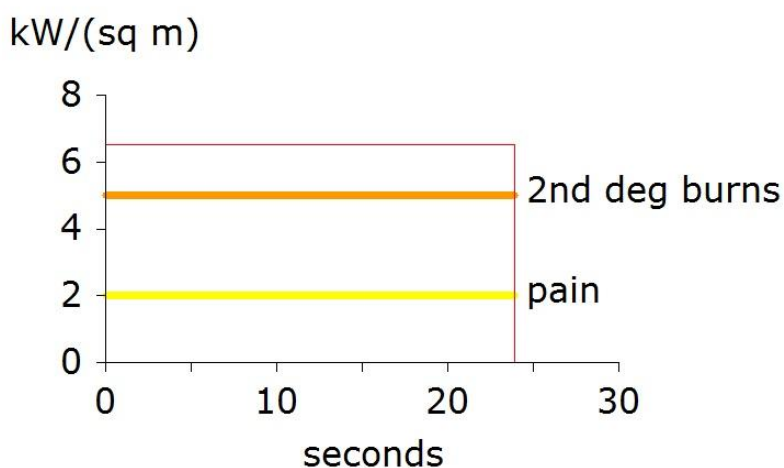
Para el cálculo de efectos por radiación, Aloha ofrece la posibilidad de representar unos niveles establecidos de radiación correspondientes a letalidad, quemaduras de 2º grado y dolor en personas, para exposiciones de hasta 60 segundos.

Amenaza modelizada: Radiación térmica causada por un chorro de fuego
Rojo: menos de 10 metros --- (10.0 kW/(sq m) = potencialmente letal entre 60 segundos
Naranja: menos de 10 metros --- (5 kW/(sq m) = quemaduras de 2º grado entre 60 segundos.
Amarillo: menos de 10 metros --- (2 kW/(sq m) = dolor entre 60 segundos.

2.5.7.1.5.3 Gráfica de líneas de isoradiación en la zona afectada.

Aloha permite obtener un gráfico donde se indica la radiación recibida en un punto, durante el tiempo que dura el jet fire, en comparación con los valores de radiación correspondientes a: dolor, quemaduras de 2º grado y letalidad.

Los valores mostrados son los predeterminados por la base de datos de Aloha. Los mismos pueden



At Point: West: 1.5 meters North: 0 meters

ser modificados a razón de la información que se quiera obtener del estudio.

Gráfica 2.5.7.1.5.3.1. Gráfico de la radiación recibida por un operario a 1.5 m del jet fire.

2.5.7.1.5.4 Amenaza en un punto

Al igual que para el escenario de sobrepresión, Aloha permite la introducción de coordenadas para calcular los efectos de radiación en un punto determinado. Debido a la estrecha relación entre la distancia de separación desde el jet fire y la radiación recibida, a continuación se detalla la radiación recibida a diferentes distancias del jet fire.

Efectos sobre un operario situado a 1.5m.

Radiación estimada en un punto:
Oeste: 1.5 m Norte: 0 m
Máxima radiación térmica: $6.5 \text{ kW}\cdot\text{m}^{-2}$

Efectos sobre un operario situado a 1.3 m.

Radiación estimada en un punto:
Oeste: 1.3 m Norte: 0 m
Máxima radiación térmica: $8.61 \text{ kW}\cdot\text{m}^{-2}$

Efectos sobre un operario situado a 1 m.

Radiación estimada en un punto:
Oeste: 1 m Norte: 0 m
Máxima radiación térmica: $13.9 \text{ kW}\cdot\text{m}^{-2}$

Efectos sobre un operario situado a 0.7 m.

Radiación estimada en un punto:	
Oeste: 0.7 m	Norte: 0 m
Máxima radiación térmica: $24.3 \text{ kW}\cdot\text{m}^{-2}$	

Efectos sobre un operario situado a 0.1 m.

Radiación estimada en un punto:	
Oeste: 0.1 m	Norte: 0 m
Máxima radiación térmica: $55.3 \text{ kW}\cdot\text{m}^{-2}$	

Queda demostrado cómo los efectos por radiación aumentan de manera potencial al encontrarse a una distancia menor del jet fire.

2.5.7.2 Análisis de consecuencias. Explosión interna del reactor.

En este apartado del proyecto se realizarán los cálculos necesarios para el estudio de consecuencias debido a la explosión interna del reactor durante la hidrogenación.

Los siguientes cálculos hacen referencia al escenario plasmado en el punto 1.2-K3&P.d. Pese a que en la elaboración del Hazop se dedujo que la explosión confinada no tendría consecuencias sobre la integridad del equipo debido a las presiones alcanzadas, en este punto se parte de la suposición de rotura del reactor al alcanzar la presión máxima asociada a la explosión.

El método propuesto para el cálculo de sobrepresiones, impulso y alcance de fragmentos del recipiente, es el método de Baker. Éste método es específico para el cálculo de estallido de recipientes sometidos a alta presión.

2.5.7.2.1 Algoritmo de cálculo. Método Baker.

A continuación se muestra la metodología de cálculo utilizada en el método Baker, (INSHT), donde se establecen alternativas para adecuar la simulación al escenario de estudio. Mediante líneas de color rojo se ha marcado el camino a seguir para el cálculo del método Baker adaptado al escenario de estudio.

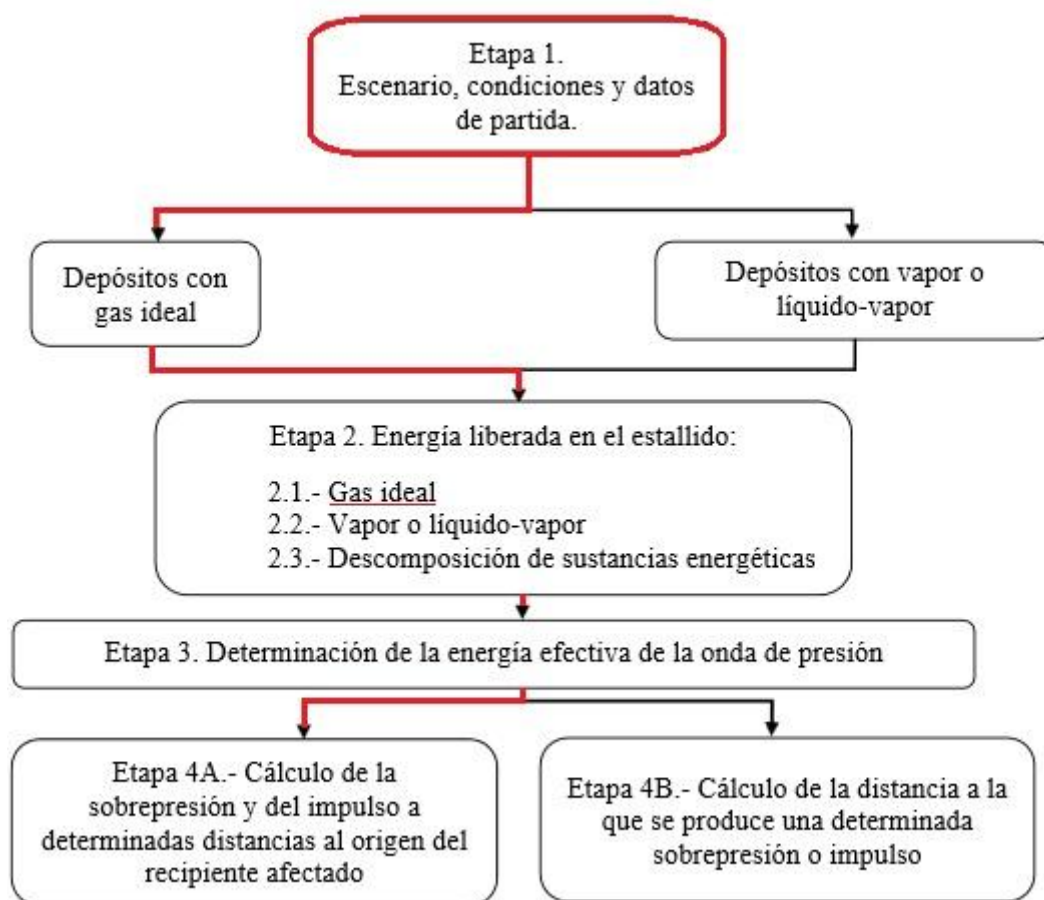


Figura 2.5.7.2.1.1. Algoritmo del método de Baker.

2.5.7.2.2 Escenario, condiciones y datos de partida.

El escenario de estudio corresponde a la explosión interna del hidrogenador debido a una posible mala inertización del equipo, haciendo que en su interior exista una atmósfera explosiva rica en oxígeno e hidrógeno.

La siguiente tabla muestra los datos y condiciones de partida correspondientes al escenario de explosión interna y necesaria para el desarrollo del método:

Sustancia: hidrógeno	Estado físico: gas	Constante de Poisson (γ): 1.41 (20 °C)
Volumen del recipiente ocupado por el gas: 0.8 m ³		
Forma y situación del recipiente ¹ : cilíndrico sobre el suelo		
Causa de la rotura ² : explosión interna		
Presión relativa de fallo ² : 24 bar		

1. Criterio de recipientes elevados, método de Baker.
2. TNO (1997).

Para el cálculo de la presión de rotura, se ha utilizado la tabla para los valores de presión de rotura para el método de Baker, propuesta por TNO (1997). En esta tabla se puede apreciar cómo para un escenario correspondiente a una explosión interna y en condiciones estequiométricas, la presión alcanzada puede estar situada entre 8 - 10 veces la presión de proceso.

Elaboración del análisis de riesgos mediante la metodología HAZOP de una instalación de hidrogenación

Causa de la rotura	Presión de fallo
Corrosión del recipiente, erosión, defectos del material, fatiga, impacto externo	Presión de almacenamiento u operación
Fuego externo	$1.21 \times$ presión de abertura de la válvula de seguridad.
Sobrellenado y fallo de la válvula de seguridad	Presión de diseño \times factor de seguridad (normalmente 2.5)
Sobrecalentamiento y fallo de la válvula de seguridad	Presión de diseño \times factor de seguridad (normalmente 2.5)
Reacción fuera de control	Presión de diseño \times factor de seguridad (normalmente 2.5)
Explosión interna	Mezcla cercana al LIE (1): 3 ó 4 veces la presión inicial Mezcla estequiométrica: 8 a 10 veces la presión inicial

Tabla 2.5.7.2.2.1. Tabla propuesta por TNO (1997), para el cálculo de presión de rotura para el método de Baker.

Para la simulación se ha tomado un valor de presión de fallo de 24 barg, correspondiente a 8 veces la presión de trabajo y en condiciones estequiométricas, a fin de situar el escenario en el peor de los casos.

2.5.7.2.3 Determinación de la energía liberada.

Para el desarrollo del cálculo se ha contemplado que en el interior del reactor en el momento de la explosión, el gas se comporta como gas un ideal. De esta forma, la energía liberada durante la rotura del reactor, proviene de la descompresión de este gas ideal desde la presión en el momento de la explosión, hasta presión atmosférica.

La fórmula para calcular la energía asociada a una descompresión de un gas ideal es la siguiente:

Siendo:

p_1 : Presión absoluta del gas en el momento de la explosión (Pa).

P_o : Presión atmosférica (Pa).

V_g: Volumen de gas en el recipiente (m³).

γ: Relación de los calores específicos del gas.

Por lo que la energía (J) obtenida por la descompresión del gas contenido en el interior del reactor en el momento de la explosión es la siguiente:

2.5.7.2.4 Determinación de la energía efectiva de la onda de presión, E_{exp} (J).

La situación del recipiente es un punto importante en el procedimiento de cálculo. El método de Baker contempla la reflexión de la onda generada por la cercanía al suelo del recipiente. El método supone que la sobrepresión generada por la onda reflejada en el suelo es similar a la que generaría una onda con el doble de energía, por lo que para el cálculo de la energía efectiva es necesario multiplicar la energía liberada (E_{av}) por un factor (A_{sb}).

Para el cálculo del factor A_{sb} se valora la situación del depósito respecto al ángulo que forma con el punto al cual se quieren evaluar los efectos de la explosión. Para ángulos superiores a 15° se considera “recipiente elevado” por lo que el valor de A_{sb} es 1. Para ángulos menores a 15°, se considera “recipiente no elevado” por lo que al estar cerca del suelo, el factor A_{sb} es 2.

En la siguiente figura se puede observar el criterio utilizado por el método de Baker para diferenciar entre recipiente elevado y recipiente no elevado:

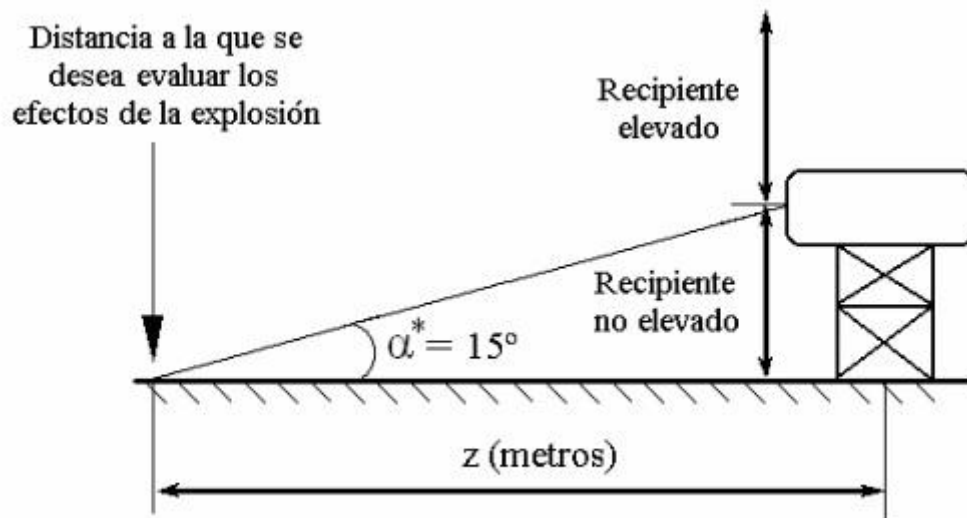


Figura 2.5.7.2.4.1. Criterio de cálculo para recipientes elevado o no elevado según el método de Baker.

La expresión para el cálculo de la energía efectiva es la siguiente:

Teniendo en cuenta que el operario en el momento del accidente lo situamos a 1.5 metros del reactor, en la misma planta, el ángulo de exposición es 0° , por lo que la energía efectiva queda de la siguiente forma:

2.5.7.2.5 Cálculo de la distancia escalada.

Para evaluar los efectos de la explosión en un punto dado, es necesario conocer el valor adimensional de la distancia escalada. Para el cálculo de la distancia escalada se ha utilizado la siguiente expresión correspondiente al método de Baker:

Donde z es la distancia desde el recipiente hasta el punto donde se quieren valorar los efectos de la explosión, en metros.

Por lo que dando valores obtenemos la siguiente expresión:

2.5.7.2.6 Cálculo de la presión normalizada.

Para el cálculo de la presión normalizada, el método de Baker ofrece dos posibilidades dependiendo del valor obtenido de distancia escalada. Para $z < 10$ se aplica el método estándar mientras que para valores de $z \geq 10$ se aplica el denominada “*método de Baker refinado*”, el cual proporciona valores más aproximados.

Pese a obtener un valor de P_{red} debido a la complejidad operacional que conlleva el método refinado y a la falta de datos para desarrollarlo.

Mediante el siguiente gráfico, donde se relaciona la distancia escalada y la presión escalada, obtenemos el valor de ésta.

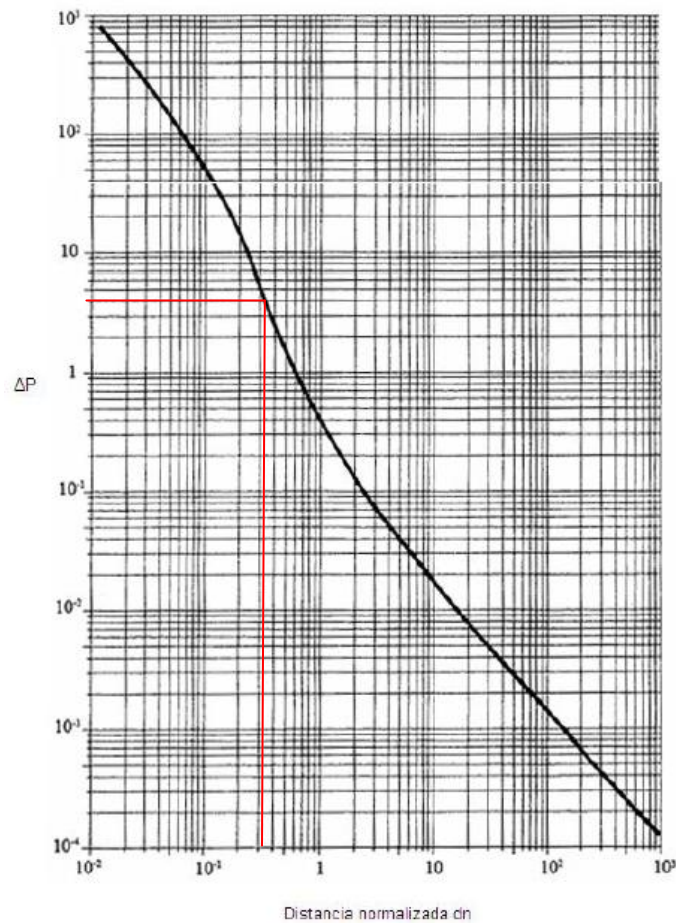


Figura 2.5.7.2.6.1. *Gráfico de distancia escalada vs presión escalada.*

Podemos observar como el valor adimensional de presión escalada obtenido mediante la gráfica anterior corresponde a un valor de $\Delta P = 4$.

2.5.7.2.7 Cálculo del impulso escalado.

Al igual que para el apartado anterior, el método de Baker propone la obtención del impulso escalado por medio de un gráfico que relaciona distancia escalada e impulso escalado.

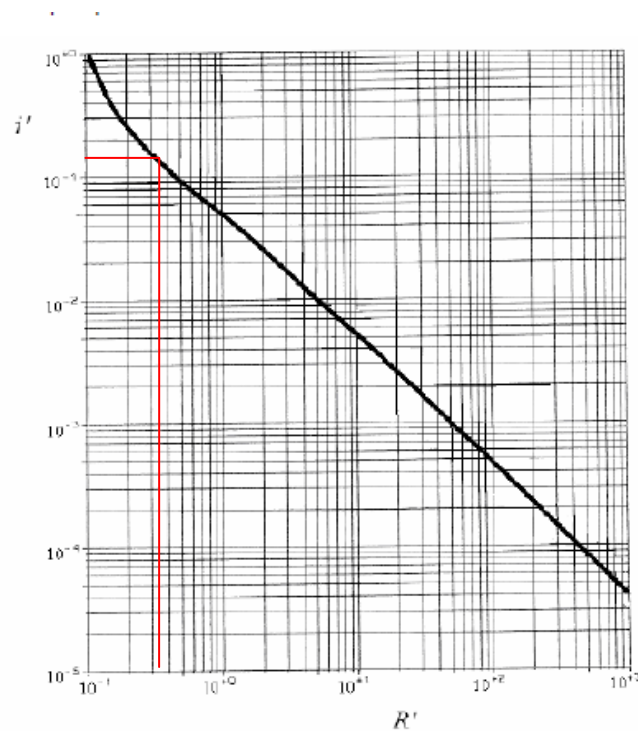


Figura 2.5.7.2.7.1. *Gráfico del impulso escalado vs distancia escalada.*

Podemos observar como el valor adimensional de impulso escalado obtenido mediante la gráfica anterior corresponde a un valor de $i' = 0.15$.

2.5.7.2.8 Corrección del impulso escalado y presión normalizada.

Debido a que el cálculo de presión e impulso escalado mediante los apartados anteriores, es válido para recipientes esféricos y elevados, es necesario aplicar algunas correcciones a estos valores. El método de Baker propone un factor multiplicador de 1.6 para la presión normalizada y de 1.1 para el impulso escalado, en recipientes cilíndricos con .

Para la posición del depósito, el método de Baker también propone una corrección mediante un factor multiplicador de 2 para la presión normalizada y de 1.6 para el impulso escalado, en recipientes cilíndricos con . Esta corrección es aplicable para recipientes cercanos al suelo con un ángulo menor a 15° .

Aplicando estas correcciones, obtenemos los siguientes valores:

2.5.7.2.9 Cálculo de la sobrepresión estática y del impulso.

Mediante los valores calculados en el apartado anterior, obtenemos la sobrepresión estática:

El cálculo del impulso se realiza mediante el cálculo de la siguiente fórmula, que relaciona el impulso escalado con la energía efectiva de la onda de sobrepresión:

$$\frac{I}{E} = \frac{1}{C_s} \left(\frac{P}{P_0} \right)^2$$

Siendo C_s la velocidad del sonido en el aire (m/s).

Obtenemos que:

Estos datos obtenidos de sobrepresión estática e impulso para el escenario de explosión interna del reactor, serán útiles en apartados posteriores para el cálculo de afectados por desplazamiento del cuerpo debido a la onda de sobrepresión.

2.5.7.3 Modelos de vulnerabilidad.

Los modelos de consecuencias de explosiones predicen el impacto de la sobrepresión originada por la explosión, la proyección de fragmentos volantes sobre personas y los efectos de radiación sobre personas e instalaciones.

2.5.7.3.1 Muerte por lesiones pulmonares

Mediante los datos de sobrepresión obtenidos en un punto y las ecuaciones “Probit” para el cálculo de consecuencias, obtenidas de Eisenberg et al. (1975), es posible calcular el número de muertos por sobrepresión debido a una hemorragia pulmonar y el número de afectados por rotura de tímpano para el escenario de explosión de la nube de vapor.

Para determinar el número de muertes por hemorragia pulmonar, causadas por una sobrepresión, utilizamos la ecuación “Probit” detallada a continuación:

$$Pr = -77,1 + 6,91 \ln P$$

Donde P es la sobrepresión en (N/m²)

Debido a que el operario se encuentra en situación perpendicular a la dirección de la propagación de la onda, no existe reflexión de ésta sobre su cuerpo. La sobrepresión que sufriría sería $P = P_s + Q$, siendo Q la presión dinámica del viento y adoptando la forma de:

$$Q = (5 \cdot \Delta P^2) / (2 \cdot \Delta P + 14 \cdot 10^5) \text{ Pa}$$

Calculando la ecuación Probit con el valor de presión obtenido en el punto de estudio correspondiente a explosión de la nube de gas a 1.5 metros, previamente aplicándole la corrección debido a la presión dinámica, se obtiene el siguiente resultado:

$$\text{Presión en un punto} = \Delta P = 806 \text{ mbar} = 80600 \text{ N/m}^2$$

$$\text{Corrección por presión dinámica: } P = \Delta P + (5 \cdot \Delta P^2) / (2 \cdot \Delta P + 14 \cdot 10^5)$$

$$P = 101405 \text{ N/m}^2$$

$$Pr = -77,1 + 6,91 \ln P$$

$$Pr = 2,55$$

Con el dato obtenido de la ecuación “Probit” se puede calcular el porcentaje de población afectada por hemorragia pulmonar.

Pr	%	Pr	%	Pr	%	Pr	%	Pr	%	Pr	%	Pr	%	Pr	%	Pr	%	Pr	%	Pr	%
0	0	3,72	10	4,16	20	4,48	30	4,75	40	5,00	50	5,25	60	5,52	70	5,84	80	6,28	90	7,33	99,0
2,67	1	3,77	11	4,19	21	4,50	31	4,77	41	5,03	51	5,28	61	5,55	71	5,88	81	6,34	91	7,37	99,1
2,95	2	3,82	12	4,23	22	4,53	32	4,80	42	5,05	52	5,31	62	5,58	72	5,92	82	6,41	92	7,41	99,2
3,12	3	3,87	13	4,26	23	4,56	33	4,82	43	5,08	53	5,33	63	5,61	73	5,95	83	6,48	93	7,46	99,3
3,25	4	3,92	14	4,29	24	4,59	34	4,85	44	5,10	54	5,36	64	5,64	74	5,99	84	6,55	94	7,51	99,4
3,36	5	3,96	15	4,33	25	4,61	35	4,87	45	5,13	55	5,39	65	5,67	75	6,04	85	6,64	95	7,58	99,5
3,45	6	4,01	16	4,36	26	4,64	36	4,90	46	5,15	56	5,41	66	5,71	76	6,08	86	6,75	96	7,65	99,6
3,52	7	4,05	17	4,39	27	4,67	37	4,92	47	5,18	57	5,44	67	5,74	77	6,13	87	6,88	97	7,75	99,7
3,59	8	4,08	18	4,42	28	4,69	38	4,95	48	5,20	58	5,47	68	5,77	78	6,18	88	7,05	98	7,88	99,8
3,66	9	4,12	19	4,45	29	4,72	39	4,97	49	5,23	59	5,50	69	5,81	79	6,23	89	7,33	99	8,09	99,9

Tabla 2.5.7.3.1.1. Tabla de equivalencia entre valores Probit y porcentaje de población afectada. Extraída del INSHT.

De la tabla de equivalencias se observa que para valores de Probit menores a 2.67 el porcentaje de afectados es del 0 % de la población. Por lo que a un valor de Probit igual a 2.55 no habrá ningún caso de muerte por hemorragia pulmonar.

Podemos concluir el estudio afirmando que a 1.5 metros del origen de la fuga, en el escenario planteado de explosión, el operario no sufriría muerte por hemorragia pulmonar.

2.5.7.3.2 Rotura de tímpano

Para determinar el número de afectados por rotura de tímpano, causados por una sobrepresión, utilizamos la ecuación “Probit” detallada a continuación:

$$Pr = -15,6 + 1,93 \ln P$$

Donde P es la sobrepresión en (N/m²)

Si calculamos la ecuación Probit con el valor de presión obtenido en el punto de estudio correspondiente a explosión de la nube de gas a 1.5 metros, previamente aplicándole la corrección debido a la presión dinámica del aire, obtenemos el siguiente resultado:

$$\text{Presión en un punto} = \Delta P = 806 \text{ mbar} = 80600 \text{ N/m}^2$$

$$\text{Corrección por presión dinámica: } P = \Delta P + (5 \cdot \Delta P^2) / (2 \cdot \Delta P + 14 \cdot 10^5)$$

$$P = 101405 \text{ N/m}^2$$

$$Pr = -15,6 + 1,93 \ln (101405)$$

$$Pr = 6,64$$

Con el dato obtenido de la ecuación “Probit” podemos calcular el porcentaje de población afectada por rotura de tímpano. A un valor Probit de 6,64 le corresponde un porcentaje del 95% de la población afectada.

Podemos concluir el estudio afirmando que el operario de la planta de hidrogenación situado a 1.5 metros del reactor en el momento de la explosión, será susceptible a sufrir una rotura de tímpano, con una probabilidad del 95%

2.5.7.3.3 Quemaduras mortales protegidos con ropa

Para el cálculo del porcentaje de población afectada por quemaduras mortales protegidos con ropa, durante el escenario de jet fire, entendiendo protección con ropa como la protección proporcionada por ropas ignífugas y de protección térmica como la de los bomberos, se han utilizado las ecuaciones Probit presentadas por la institución holandesa “*TNO. Organización holandesa para la investigación científica*”, ya que son las propuestas por el Instituto Nacional de Seguridad e Higiene en el Trabajo.

Para el cálculo de probabilidad se ha tenido en cuenta una exposición al jet fire de una duración de 3 segundos a una distancia de 1.5 metros. Se suponen 3 segundos de exposición correspondientes al tiempo de reacción del operario ante una situación de jet fire.

$$Pr = -37,23 + 2,56 \ln(t I^{4/3})$$

Donde t es el tiempo de exposición al emisor de radiación en segundos e I es la radiación recibida en un punto durante un tiempo determinado, en (W/m^2).

Para un tiempo de 3 segundos y una radiación recibida de 6500 W/m^2 , correspondiente a una distancia de 1.5 metros.

$$Pr = -37,23 + 2,56 \ln(3 * 6500^{4/3})$$

$$Pr = -4,4499$$

Podemos observar cómo al tratarse de un resultado de valor Próbit menor a 2,67, el porcentaje de muertos correspondientes a este escenario es del 0%. En el supuesto caso de que el operario se viera ante una situación de jet fire, a 1.5 metros de distancia del foco, durante 3 segundos, la radiación no causaría su muerte.

El cálculo también puede ser realizado a la inversa, manteniendo como incógnita el tiempo de exposición. De esta manera se asume un valor de Probit correspondiente al 99,9% de población afectada, en caso de un único operario sería muerte asegurada, y se procede a calcular cual debería ser el tiempo de exposición bajo esas condiciones de distancia al foco emisor de radiación y potencia calorífica.

Para una probabilidad del 99,99% el valor Probit correspondiente es del 8,09. Por lo que si despejamos el valor de tiempo como incógnita, la ecuación queda de la siguiente manera:

$$Pr = 8,09 = -37,23 + 2,56 \ln(t * 6500^{4/3})$$

$$t = e^{((8,09+37,23-2,56\ln(6500^{4/3}))/2,56)}$$

$$t = 402,23s = \mathbf{6,7 \text{ minutos.}}$$

Vemos que el tiempo de exposición al que debería estar expuesto un operario para sufrir quemaduras que le causaran la muerte con un 99,99% de probabilidad corresponde a 6,7 minutos (lo cual no tiene mucho sentido, salvo en el caso de que el choque de un fragmento lo hubiera dejado sin sentido).

2.5.7.3.4 Quemaduras mortales sin protección

Al igual que para el cálculo del apartado anterior, utilizaremos los datos de radiación obtenidos por Aloha. Siendo la ecuación Probit para el cálculo de quemaduras mortales sin protección la que se muestra a continuación:

$$Pr = -36,38 + 2,56 \ln(t I^{4/3})$$

Para un tiempo de 3 segundos y una radiación recibida de 6500 W/m^2 , correspondiente a una distancia de 1.5 metros.

$$Pr = -36,38 + 2,56 \ln(3 * 6500^{4/3})$$

$$Pr = -3,5999$$

Podemos observar como al igual que para el escenario anterior, al tratarse de un resultado de valor Probit menor a 2,67, el porcentaje de muertos correspondientes a este escenario es del 0%. En el supuesto caso de que el operario se viera ante una situación de jet fire, a 1.5 metros de distancia del foco, durante 3 segundos, la radiación no causaría su muerte.

Para el cálculo del tiempo de exposición para sufrir quemaduras mortales, al igual que para el apartado anterior el valor Probit correspondiente es del 8,09. Por lo que si despejamos el valor de tiempo como incognita, la ecuación queda de la siguiente manera:

$$Pr = 8,09 = -36,38 + 2,56 \ln(3 * 6500^{4/3})$$

$$t = e^{(8,09 + 36,38 - 2,56 \ln(6500^{4/3})) / 2,56}$$

$$t = 288,59 \text{ s} = \mathbf{4,8 \text{ minutos.}}$$

Vemos que el tiempo de exposición al que debería estar expuesto un operario para sufrir quemaduras sin protección, que le causaran la muerte con un 99,99% de probabilidad corresponde a 4,8 minutos.

2.5.7.3.5 Quemaduras de 2º grado

Mediante la función Probit de quemaduras de segundo grado, podemos calcular el porcentaje de población afectada por este grado de quemaduras. La función Probit para determinar el cálculo de quemaduras de segundo grado es la siguiente:

$$Pr = -43,14 + 3,0186 \ln (t I^{4/3})$$

Para un tiempo de 3 segundos y una radiación recibida de 6500 W/m^2 , correspondiente a una distancia de 1.5 metros.

$$Pr = -43,14 + 3,0186 \ln (3 * 6500^{4/3})$$

$$Pr = -4,4852$$

Podemos observar como al igual que para los dos escenarios anteriores, al tratarse de un resultado de valor Próbit menor a 2,67, el porcentaje de quemaduras de segundo grado correspondientes a este escenario es del 0%. En el supuesto caso de que el operario se viera ante una situación de jet fire, a 1.5 metros de distancia del foco, durante 3 segundos, la radiación no le causaría ninguna quemadura de 2º grado.

Para el cálculo del tiempo de exposición para sufrir quemaduras de segundo grado, el valor Probit correspondiente es del 8,09. Por lo que si despejamos el valor de tiempo como incógnita, la ecuación queda de la siguiente manera:

$$Pr = 8,09 = -43,14 + 3,0188 \ln (3 * 6500^{4/3})$$

$$t = e^{(8,09+43,14-3,0188\ln(6500^{4/3}))/3,0188}$$

$$t = 193,29s = \mathbf{3,2 \text{ minutos.}}$$

Si el operario estuviera expuesto a una radiación de $6,5 \text{ kW/m}^2$ a 1.5 metros de distancia del foco emisor de radiación, debería permanecer en el lugar durante 3,2 minutos para sufrir quemaduras de 2º grado.

2.5.7.3.6 Quemaduras de 1er grado

Mediante la función Probit de quemaduras de primer grado, podemos calcular el porcentaje de población afectada por este grado de quemaduras. La función Probit para determinar el cálculo de quemaduras de primer grado es la siguiente:

$$Pr = -39,83 + 3,0186 \ln(t I^{4/3})$$

Para un tiempo de 3 segundos y una radiación recibida de 6500 W/m^2 , correspondiente a una distancia de 1.5 metros.

$$Pr = -39,83 + 3,0186 \ln(3 * 6500^{4/3})$$

$$Pr = -1,1777$$

Podemos observar cómo al igual que para los tres escenarios anteriores, al tratarse de un resultado de valor Probit menor a 2,67, el porcentaje de quemaduras de segundo grado correspondientes a este escenario es del 0%. En el supuesto caso de que el operario se viera ante una situación de jet fire, a 1.5 metros de distancia del foco, durante 3 segundos, la radiación no le causaría ninguna quemadura de 1º grado.

Para el cálculo del tiempo de exposición para sufrir quemaduras de primer grado, el valor Probit correspondiente es del 8,09. Por lo que si despejamos el valor de tiempo como incógnita, la ecuación queda de la siguiente manera:

$$Pr = 8,09 = -39,83 + 3,0186 \ln(3 * 6500^{4/3})$$

$$t = e^{(8,09 + 39,83 - 3,0186 \ln(6500^{4/3})) / 3,0186}$$

$$t = 64,63 \text{ s} = \mathbf{1 \text{ minuto.}}$$

Si el operario estuviera expuesto a una radiación de $6,5 \text{ kW/m}^2$ a 1.5 metros de distancia del foco emisor de radiación, debería permanecer en el lugar durante 1 minuto para sufrir quemaduras de 1er grado.

2.5.7.3.7 Afectados por fragmentos debido a la onda de sobrepresión.

Los fragmentos desprendidos durante una explosión son proyectados a gran velocidad en todas direcciones. El alcance de uno de estos fragmentos puede causar serios daños e incluso causar la muerte. Históricamente, estos fragmentos se separan para el estudio en dos tipos: cortantes y no cortantes.

Los fragmentos cortantes corresponden a trozos de cristal, la proyección de los cuales puede causar serios cortes en la piel. Mientras que los fragmentos no cortantes pueden causar daños debido a la compresión producida en el cuerpo en el momento del choque.

Mediante la velocidad de los fragmentos producidos durante el escenario de explosión interna del reactor y las ecuaciones para el cálculo de muertos por proyección de fragmentos, es posible cuantificar el porcentaje de población afectada por este suceso.

Para el cálculo del número de afectados es necesario saber la velocidad de los fragmentos. Para ello se utiliza la fórmula extraída del método de la energía cinética. Mediante el valor de V calculado en el apartado correspondiente a “explosión interna del reactor”, se obtiene el siguiente valor de velocidad:

$$V = \sqrt{\frac{2 \cdot E \cdot P}{M}}$$

Donde M corresponde a la masa total del recipiente y P al porcentaje de energía liberada en la explosión, transferida a los fragmentos. Para una P estándar de 0.2; una M de 1000 kg y una E de 4683 kJ obtenemos la siguiente velocidad de fragmentos:

$$V = 13.7 \text{ m/s}$$

Con este valor de velocidad y mediante el uso de las ecuaciones Probit, extraídas de “*Evaluation of the effects and consequences of major accidents in industrial plant*”, se calcula el porcentaje de afectados.

Afectados por fragmentos de masas mayores a 4.5 kg.

La ecuación Probit correspondiente es:

Podemos observar como para valores Probit de -9.94 el número de afectados por muerte debido a proyección de fragmentos mayores a 4.5 kg es igual a 0.

Afectados por fragmentos de masas entre 0.1 y 4.5 kg.

La ecuación Probit correspondiente es:

$$Y = -17.56 + 5.30 \ln k$$

Donde:

–

Siendo la masa del fragmento; para una masa media de fragmento igual a 2 kg:

–

Podemos observar como para valores Probit de -14.30 el número de afectados por muerte debido a proyección de fragmentos de 2 kg es igual a 0.

En conclusión a este apartado, podemos concluir diciendo que el riesgo de muerte por proyección de fragmentos debido a la explosión interna del reactor es prácticamente nulo.

2.5.7.3.8 Afectados por impacto debido a desplazamiento del cuerpo.

Debido al impulso generado por la onda de sobrepresión durante el escenario de explosión interna del reactor, puede darse el caso de desplazamientos de los cuerpos y posibles choques contra objetos estáticos.

Con los valores de sobrepresión e impulso, obtenidos en apartados anteriores y mediante el uso de las ecuaciones Probit, extraídas de *"Evaluation of the effects and consequences of major accidents in industrial plant"*, se calcula el porcentaje de individuos que sobreviven al escenario.

Porcentaje de individuos que sobreviven a un impacto en la cabeza.

Mediante la siguiente ecuación Probit se obtiene el porcentaje de individuos capaces de sobrevivir a un impacto en la cabeza debido al desplazamiento en su cuerpo causado por la onda de sobrepresión:

Donde:

Siendo:

Por lo que:

Con un valor Probit de 6.82 se obtiene un porcentaje del 96.5 % de probabilidad de sobrevivir a un impacto en el cráneo debido al desplazamiento de la onda de sobrepresión para una explosión interna del reactor.

Porcentaje de individuos que sobreviven a un en todo el cuerpo.

Mediante la siguiente ecuación Probit se obtiene el porcentaje de individuos capaces de sobrevivir a un impacto en todo el cuerpo debido al desplazamiento de éste, causado por la onda de sobrepresión:

Donde:

Siendo:

Por lo que:

Con un valor Probit de 2.65 se obtiene un porcentaje de aproximadamente un 1 % de probabilidad de sobrevivir a un impacto en la totalidad del cuerpo, debido al desplazamiento de la onda de sobrepresión para una explosión interna del reactor.

2.5.7.4 Umbral zona de intervención y zona de alerta.

En la Directriz Básica para la elaboración de Planes de Emergencia en el Sector Químico, según la resolución de 30 de Enero de 1.991, se establecen dos zonas de planificación, las cuales han de ser delimitadas mediante unos valores umbrales.

Para el riesgo de impulsos y sobrepresiones han sido establecidos una serie de valores umbrales. En la siguiente tabla se adjuntan los valores de sobrepresión establecidos para causar daños personales y estructurales, aprobados por el Instituto Nacional de Seguridad e Higiene en el Trabajo.

DAÑOS PERSONALES	SOBREPRESIONES	DAÑOS ESTRUCTURALES	SOBREPRESIÓN
Umbral de muerte por lesiones de pulmón	70000 Pa (0,70 bar)	Demolición total	0,80 bar
Umbral de rotura de tímpano	35000 Pa (0,35 bar)	Daños irreversibles	0,40 bar
Umbral de zona de intervención	12500 Pa (0,125 bar)	Daños estructurales importantes	0,18 bar
Umbral de zona de alerta	5000 Pa (0,050 bar)	Daños graves reparables	0,15 bar
		Daños estructurales menores	0,047 bar
		Cristales rotos al 90%	0,040 bar

Tabla 2.5.7.4.1. Tabla de consecuencias para umbrales de sobrepresión, I.N.S.H.T.

Zona de intervención:

La zona de intervención es aquella en la que las consecuencias de los accidentes producen un nivel de daños que justifica la aplicación de medidas de protección.

Según el Instituto Nacional de Seguridad e Higiene en el Trabajo, los umbrales que delimitan la zona de intervención y que quedan establecidos en la “NTP 291: Modelos de vulnerabilidad de las personas por accidentes mayores: método Probit” son los siguientes:

- *Un valor local integrado del impulso, debido a la onda de presión de 150 mbars.*
- *Una sobrepresión local estática de la onda de presión de 125 mbar.*
- *El Alcance Máximo de Projectiles con un impulso superior a 10 mbars en una cuantía del 95%, producidos por explosión o estallido de continentes (depósitos a presión, tanques atmosféricos, conducciones y cualquier otro tipo d instalaciones susceptibles de original proyectiles primarios).*

- *Un Flujo de Radiación Térmica superior a 5 kW/m^2 independientemente del espectro de emisión con un tiempo máximo de exposición de 3 minutos.*
- *Para Concentraciones de Sustancias Tóxicas en Aire superiores al equivalente al Límite Inmediatamente Peligroso para la Vida y la Salud (IPVS). Esta concentración representa el máximo nivel del que en un plazo de 30 minutos, un sujeto expuesto puede escapar sin síntomas graves ni efectos irreversibles para la salud. Estos valores se dispondrán en una Guía Técnica que debe complementar la Directriz Básica, a publicar en el B.O.E. Mientras tanto se recomienda utilizar los valores indicados por ACGH y publicados en la NTP 293.*

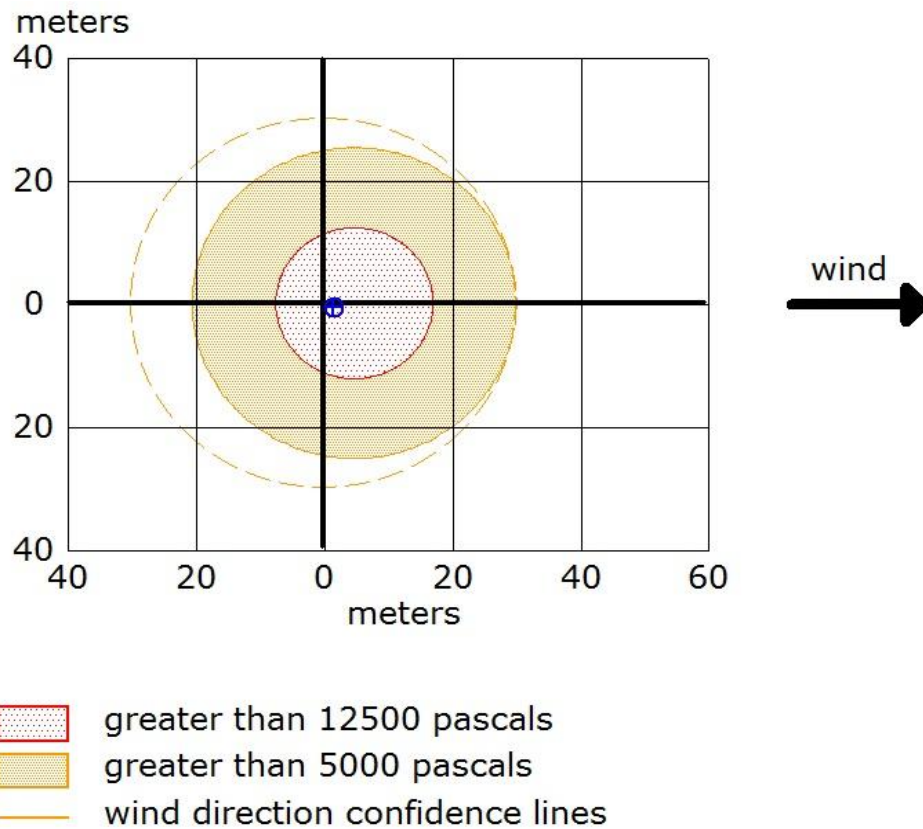
Zona de alerta:

La zona de alerta es aquella en la que las consecuencias de los accidentes provocan efectos que no justifican la intervención, excepto para los grupos críticos, los cuales son definidos por el responsable del Grupo Sanitario para cada caso concreto.

Al igual que para la zona de intervención, los umbrales que delimitan la zona de alerta y que quedan establecidos en la “NTP 291: Modelos de vulnerabilidad de las personas por accidentes mayores: método Probit” son los siguientes:

- *Un valor local integrado de Impulso, debido a la onda de presión, de 100 mbars.*
- *Una Sobrepresión local estática de la onda de presión de 50 mbar.*
- *El Alcance Máximo de Projectiles con un impulso superior a 10 mbars en una cuantía del 99,9%, producidos por explosiones o estallido de continentes.*
- *Un Flujo de Radiación Térmica de 3 kW/m^2 .*
- *Para Concentraciones de Sustancias Tóxicas en Aire y en función del producto involucrado en el accidente, se tendrán en cuenta los criterios que se expondrán en la Guía Técnica de la Directriz Básica.*
- *Contaminación o Alteración del Medio Ambiente que represente un peligro para la flora y fauna, o una degradación inadmisible del entorno, según los criterios señalados en el Artículo 2 de la Directriz Básica.*

El siguiente gráfico corresponde al alcance de las zonas de alerta e intervención bajo los umbrales de sobrepresión:

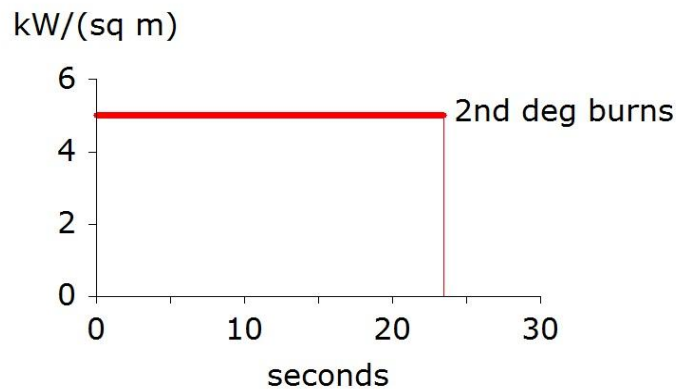


Gráfica 2.5.7.4.2. Gráfica de isopresiones correspondientes a los umbrales de zona de intervención y zona de alerta.

Los siguientes gráficos corresponden al alcance de las zonas de alerta e intervención bajo los umbrales de radiación:

Para la zona de intervención:

Para el cálculo de la distancia desde el foco emisor de radiación hasta la zona de intervención, iteramos mediante Aloha dando valores de distancia y obteniendo las radiaciones asociadas a ese punto. Iterando hasta obtener un valor de radiación de 5 kW/m^2 , conseguimos el siguiente gráfico:



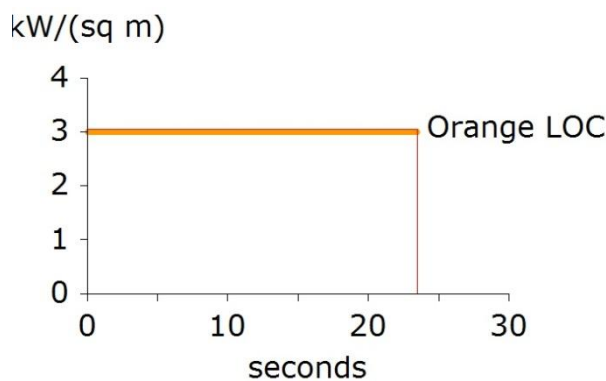
At Point: West: 1.69 meters North: 0 meters

Gráfica 2.5.7.4.3. Gráfico de radiación en función del tiempo para la zona de intervención.

Podemos observar como la zona de intervención equivalente a 5 kW/m^2 corresponde a una distancia de 1.69 metros del foco emisor de radiación. Al situar al operario a 1.5 metros del foco emisor de radiación, éste está situado dentro de la zona de intervención.

Para la zona de alerta:

Al igual que para el cálculo de la zona de intervención, iterando hasta obtener un valor de radiación de 3 kW/m^2 , conseguimos el siguiente gráfico:



At Point: West: 2.16 meters North: 0 meters

Gráfica 2.5.7.4.4. Gráfico de radiación en el tiempo para zona de alerta.

Podemos observar cómo la zona de alerta equivalente a 3 kW/m^2 corresponde a una distancia de 2.16 metros del foco emisor de radiación. Al situar al operario a 1.5 metros del foco emisor de radiación, éste se encuentra fuera del alcance de la zona de alerta.

2.6 Estudio de sostenibilidad.

2.6.1 Estudio y evaluación de impacto ambiental.

La ejecución de este proyecto forma parte de un estudio de impacto ambiental. La misión intrínseca del mismo ha sido la de elaborar un análisis de riesgos de una instalación, con la finalidad de prever y agilizar la respuesta ante un posible accidente, mediante la adición de determinadas medidas extras de seguridad definidas mediante el análisis Hazop.

El objetivo esencial del proyecto ha sido reducir el impacto ambiental por lo que a personas, medioambiente y equipos se refiere.

Gracias a la futura ejecución del proyecto, manteniendo el criterio de seguridad y todas las medidas preventivas y/o correctivas establecidas, será posible garantizar la seguridad medioambiental y personal frente a muchas de las posibles desviaciones de la instalación. La probabilidad de fallo asociada, por ejemplo, a fugas de hidrógeno y explosiones internas, se ve reducida considerablemente debido a las medidas de seguridad establecidas como zonas ATEX, cubetos de contención, detectores de fuga, etc.

En cuanto a la contaminación atmosférica por emisión de gases de producción en la planta, el proyecto ha servido para establecer un diseño respetuoso con el medio ambiente, contemplando medidas de seguridad tales como la instalación de un scrubber, un blowdown para evitar emisiones de producto en caso de emergencia y una extracción localizada direccionada al scrubber. Estas medidas establecidas en el proyecto garantizan una reducción considerable de las emisiones atmosféricas.

2.6.2 Valoración económica.

La elaboración de un completo análisis de riesgo de una instalación, pese a representar cierto coste extra para la empresa, reduce futuros costes asociados a posibles incidentes/accidentes y a una eventual mala gestión de las correspondientes emergencias.

La ausencia de un análisis de riesgo de una instalación en funcionamiento implica un desconocimiento del valor económico de sus posibles consecuencias en caso de fallo. Gracias a la elaboración del Hazop, se pueden estimar cuáles serían los costes de material, costes medioambientales y costes de personal en caso de accidente.

Un Hazop aporta un coste añadido relativamente reducido si es elaborado por el propio equipo de trabajo de una empresa, que es quien mejor que nadie conoce el día a día en la planta. Pese a ello, los actos de mejora y las medidas de seguridad que aparecen durante el transcurso de un Hazop sí que incrementan el coste del proyecto. Estos incrementos pueden verse reflejados de varias formas.

2.6.2.1 Costes de personal.

Durante la elaboración del Hazop se considera la necesidad de personal auxiliar para realizar alguna operación la cual inicialmente iba a ser realizada por una única persona.

Algunas medidas de seguridad, como por ejemplo el accionamiento de una máquina por dos puntos, conllevan la necesidad de un mínimo de operarios para realizar la operación. Por costes de personal también hay que tener en cuenta a instaladores, programadores y albañiles que puedan participar en la implementación de las medidas de seguridad comentadas durante el Hazop.

Durante la elaboración del análisis de riesgos del hidrogenador no se ha considerado necesaria la presencia de un nuevo operario para realizar ninguna parte del proceso, ya que gran parte del mismo está automatizado. Pese a ello, sí ha sido necesaria la presencia de más personal de instalación y albañilería del que se había considerado inicialmente, debido a la necesidad de ampliar las medidas de seguridad recomendadas.

2.6.2.2 Coste de equipos y materiales.

Este apartado engloba los costes de materiales, de nuevos equipos y costes en el sistema de control. En cuanto a coste de materiales, éste engloba todo el instrumental necesario, como por ejemplo sondas de temperatura, transmisores de presión y válvulas que no habían sido contempladas en la ingeniería básica.

Los costes de programación del sistema de control hacen referencia a la contratación de un programador para la elaboración de los lazos de control de todos aquellos instrumentos de seguridad redundante contemplados en la elaboración del Hazop.

2.6.2.3 Costes medioambientales.

El desarrollo del Hazop puede ayudar a valorar la necesidad de nuevos costes ambientales no contemplados inicialmente en el proyecto, como pudieran ser nuevos cánones de agua, costes por emisiones, costes por descontaminación del terreno, etc.

3. CONCLUSIONES

Mediante la elaboración de este proyecto, he querido plasmar parte del trabajo desarrollado en el departamento de ingeniería durante la tarea de diseño y construcción de una planta de síntesis, trabajo que ha representado para mi una primera experiencia profesional de gran valía. Realizar un estudio Hazop durante la etapa de diseño me ha ayudado a aportar un incremento de medidas de seguridad y contención a la instalación, y me ha permitido adquirir una conciencia medioambiental para el diseño de instalaciones futuras.

Durante el análisis se ha podido comprobar que este riesgo se ha tenido en cuenta durante el diseño de la instalación y se han adoptado medidas para su prevención. El concepto de seguridad se basa fundamentalmente en los siguientes principios:

- *Clasificación de la zona de atmósferas explosivas y elección de equipos en función de la zona clasificada.*
- *Inertización de equipos.*
- *Control operacional del proceso.*
- *Establecimiento de metódicas y buenas prácticas reduciendo exposición y posibles accidentes de proceso.*
- *Garantizar las medidas de seguridad, preventivas y correctivas, por tal de reducir los efectos y probabilidad de suceso de cada posible escenario de desviación.*
- *La necesidad de elaborar, junto a un equipo multidisciplinar, un análisis de seguridad completo de la instalación.*

4. AGRADECIMIENTOS

Este punto del proyecto quisiera dedicárselo a todas las personas que me han ayudado a lo largo de estos seis duros años, formándome como profesional a la vez que como persona. A todos aquellos que ya estaban, que han aparecido o que ya no están.

En primer lugar a mi familia, por todo el apoyo recibido. A mis padres y a mi hermana, por la paciencia mostrada, por los ánimos en los momentos duros, por las inyecciones morales, por su plena confianza y por hacer mi etapa universitaria más cómoda y llevadera.

A Eli, por estar siempre a mi lado, aguantando cambios de humor, de planes...; por hacerme feliz en los momentos más amargos. Un pilar en cuanto al desarrollo de este proyecto y al mío personal.

A mis amigos, por la comprensión, por todos los momentos en los que no he podido estar. Gracias a sus risas y a sus lágrimas, por aportar ese punto de vista humano a mi formación como ingeniero y como persona.

Quisiera mostrar mi agradecimiento a todo el personal de Uquifa, los cuales me han ayudado mucho en mi primer contacto profesional. Al departamento de ingeniería, por depositar tanta confianza y paciencia en la causa. En especial a R. Pérez y J.C. Massachs, gracias por la oportunidad y motivación.

Por último, aprovechar para dar las gracias a todos los profesores de la E.T.S.E.I.B, quienes nos han hecho cambiar la percepción del mundo, aportando un punto de vista crítico y técnico a la hora de entender la vida. En especial gracias al profesor Joaquim Casal i Fàbrega, por aceptar ser tutor de este proyecto, por los consejos dados, por el tiempo dedicado y por sus motivantes clases.

Por todo esto y por lo que está por llegar, quiero daros las gracias.

5. BIBLIOGRAFÍA:

- AIR LIQUIDE. (2013). *Enciclopedia de gases*. Recuperado el 25 de Octubre de 2014, de <http://encyclopedia.airliquide.com/encyclopedia.asp?LanguageID=9&GasID=36#GeneralData>
- ALONSO, F. D. (10 de Mayo de 2006). *Análisis de consecuencias y zonas de planificación para explosiones industriales accidentales en el ámbito de la directiva Seveso*. Recuperado el 14 de Septiembre de 2014, de INSHT. : <http://www.insht.es/InshtWeb/Contenidos/Documentacion/TextosOnline/ProyectoSubvencionados/2004/2004%20Informe-tesis%20doctoral%20PIGAQ.pdf>
- BEQUINOR. (s.f.). *Asociación Nacional de Bienes de Equipo y Seguridad Industrial*. Recuperado el 27 de Julio de 2014, de Normalización y seguridad industrial: <http://bequinor.org.5-56-58-124.equanimitycloud.es/>
- BOURS, R. (10 de Octubre de 2013). *eMagazine Química*. Recuperado el 19 de Agosto de 2014, de Uso de Discos de ruptura en combinación con válvulas de seguridad: <http://www.interempresas.net/Quimica/Articulos/114472-Uso-de-discos-de-ruptura-en-combinacion-con-valvulas-de-seguridad.html> artículo
- CHILWORTH. (s.f.). *a DEKRA company*. Recuperado el 26 de Septiembre de 2014, de <http://www.chilworth.es/>
- DUNJÓ, J., FTHENAKIS, V., VÍLCHEZ, J. A., & ARNALDOS, J. M. (2008). Hazard and operability (HAZOP) analysis. A literature review. *Journal of Hazardous Materials*, 32.
- FIKE. (s.f.). *Discos de ruptura*. Recuperado el 19 de Agosto de 2014, de Soluciones de protección contra explosiones: <http://www.fike.es/explprot.html>
- FONTENLA, S. G. (Junio de 2012). *Explosión de equipos a presión. Análisis de riesgos y consecuencias*. Recuperado el 30 de Octubre de 2014, de upcommons: <http://upcommons.upc.edu/pfc/bitstream/2099.1/15993/1/Proyecto%20FNB%20UPC%20Saturnino%20Galan%20Fontenla%20Explosion%20de%20equipos%20a%20presi%C3%B3n%20An%C3%A1lisis%20de%20riesgos%20y%20co.pdf#page=26&zoom=25,82,771>
- GENERALITAT DE CATALUNYA. (s.f.). *gencat*. Recuperado el 14 de Octubre de 2014, de http://empresaiocupacio.gencat.cat/ca/treb_ambits_actuacio/emo_industria
- INSHT. (s.f.). *Instituto Nacional de Seguridad e Higiene en el Trabajo*. Recuperado el 26 de Octubre de 2014, de NTP 291: Modelos de vulnerabilidad de accidentes mayores: método Probit:

http://www.insht.es/InshtWeb/Contenidos/Documentacion/FichasTecnicas/NTP/Ficheros/201a300/ntp_291.pdf

INSHT. (s.f.). *Instituto Nacional de Seguridad e Higiene en el Trabajo*. Recuperado el 19 de Agosto de 2014, de NTP 457_Discos de ruptura (II): dimensionado:
http://www.insht.es/InshtWeb/Contenidos/Documentacion/FichasTecnicas/NTP/Ficheros/401a500/ntp_457.pdf

J.CASAL. (2008). *Evaluation of the effects and consequences of major accidents in industrial plants*. Amsterdam: Elsevier.

METEO.CAT. (8 de Octubre de 2014). *Generalitat de Catalunya*. Recuperado el 8 de Octubre de 2014, de Servei Meteorològic de Catalunya:
<http://www.meteo.cat/xema/AppJava/SeleccioPerComarca.do>

MINISTERI DE LA PRESIDÈNCIA. (20 de Julio de 1999). *REIAL DECRET 1254/1999, de 16 de juliol pel qual s'aproven mesures de control dels riscos inherents als accidents greus en què intervenen substàncies perilloses*. Recuperado el 14 de Octubre de 2014, de BOE 172:
https://www.boe.es/boe_catalan/dias/1999/08/19/pdfs/A00983-00995.pdf

MINISTERIO DE LA PRESIDENCIA. (21 de Octubre de 2014). *Gobierno de España*. Recuperado el 30 de Octubre de 2014, de Boletín Oficial del Estado_Prevención de Riesgos Laborales:
http://www.boe.es/legislacion/codigos/codigo.php?id=037_Preencion_de_riesgos_laborales&modo=1

PABLO FREEDMAN, T. S. (Abril de 2003). *HAZOP_Como metodología de análisis de riesgos*. Recuperado el 2 de Octubre de 2014, de Biblioteca Instituto Argentino de Petroleo y del Gas:
<http://biblioteca.iapg.org.ar/ArchivosAdjuntos/Petrotecnia/2003-2/Hazop.pdf>

PEPPERL FUCHS. (s.f.). *Documentación para la automatización de fábrica*. Recuperado el 27 de Julio de 2014, de <http://www.pepperl-fuchs.es/spain/es/4205.htm>

PROTECCIÓN CIVIL. (2004). *Guía técnica_Análisis de riesgos en los establecimientos afectados de nivel inferior*. Recuperado el 2 de Octubre de 2014, de En el ámbito del Real Decreto 1254/99 (Seveso II):
<http://www.proteccioncivil.es/documents/11803/22691/Gu%C3%ADa+T%C3%A9cnica.+%C3%81n%C3%A1lisis+del+riesgo+en+los+establecimientos+afectados+de+nive.pdf>

PROTECCIÓN CIVIL. (s.f.). www.proteccioncivil.org. Recuperado el 14 de Octubre de 2014, de http://www.proteccioncivil.org/metodos-cuantitativos?jsessionid=A2F48D7A04E974E081A35683007D9690.n1?p_p_id=122_INSTANCE_2myP&p_p_lifecycle=0&p_p_state=normal&p_p_mode=view&p_p_col_id=column-2&p_p_col_pos=1&p_p_col_count=3&p_r_p_564233524_categoryId=521995

- ROCKWELL AUTOMATION. (s.f.). *Literature Library*. Recuperado el 27 de Julio de 2014, de http://literature.rockwellautomation.com/idc/groups/public/documents/webassets/browse_category.hcst
- SCHNEIDER ELECTRIC. (s.f.). *Documentos y descargas*. Recuperado el 27 de Julio de 2014, de <http://www.schneider-electric.com/download/co/ls>
- STORCH DE GRACIA, J. M., & GARCÍA MARTÍN, T. (2008). *Seguridad Industrial en Plantas Químicas y Energéticas_Fundamentos, evaluación de riesgos y diseño*. Díaz de Santos. S.A.
- TNO. (s.f.). *Innovation for life*. Recuperado el 27 de Julio de 2014, de Industry: https://www.tno.nl/content.cfm?context=thema&content=thema_hoofd&laag1=892&item_id=892
- VICTOR MACHIAVELO. (s.f.). *machiavelo world press*. Recuperado el 27 de Julio de 2014, de Artículos Técnicos: <http://machiavelo.wordpress.com/articulos-tecnicos/>